

UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA

CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

**SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 2 DE LA REFINERÍA
ESTATAL DE ESMERALDAS**

**TESIS DE GRADO PARA LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**

AUTOR: OSWALDO WILFRIDO ÁLVAREZ VÁSQUEZ

**QUITO
2013**

UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA

CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

**SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 2 DE LA REFINERÍA
ESTATAL DE ESMERALDAS**

**TESIS DE GRADO PARA LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**

AUTOR: OSWALDO WILFRIDO ÁLVAREZ VÁSQUEZ

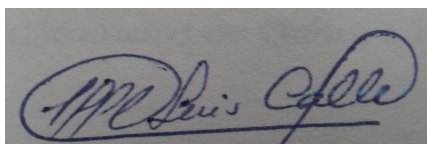
TUTOR: LUIS ALBERTO CALLE GUADALUPE

**QUITO
2013**

APROBACIÓN DEL TUTOR

Certifico que la Tesis de Grado titulada **“SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN DE LA REFINERÍA ESTATAL DE ESMERALDAS”**, es original y ha sido desarrollado por el señor **OSWALDO WILFRIDO ÁLVAREZ VÁSQUEZ**, bajo mi tutoría y conforme a todas las observaciones realizadas.

En la ciudad de Quito, a los 4 de días del mes de abril de 2013

A handwritten signature in blue ink, appearing to read 'Luis Calle G.', is shown within a rectangular frame.

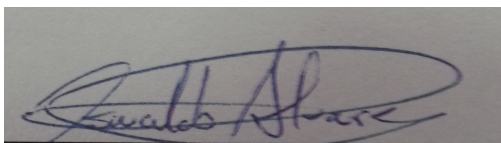
Ing. Luis Calle G.
PROFESOR TUTOR

AUTORIZACIÓN DE LA AUTORÍA INTELECTUAL

Yo, OSWALDO WILFRIDO ÁLVAREZ VÁSQUEZ en calidad de autor de la tesis realizada sobre “SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 2 DE LA REFINERÍA ESTATAL DE ESMERALDAS”, por la presente autorizo a la UNIVERSIDAD CENTRAL DEL ECUADOR, hacer uso de todos los contenidos que me pertenecen o de parte de los que contiene esta obra, con fines estrictamente académicos o de investigación.

Los derechos que como autor me corresponden, con excepción de la presente autorización, seguirán vigentes a mi favor, de conformidad con lo establecido en los artículos 5, 6, 8 y 19 y además pertinentes de la Ley de Propiedad intelectual y su Reglamento

En la ciudad de Quito, a los 4 de días del mes de abril de 2013



Oswaldo Wilfrido Álvarez
aldowav@hotmail.com
GRADUANDO

DEDICATORIA

A Dios antes que todo.

Dedico todo lo realizado y todo lo que está por realizarse a mis padres Esther y Oswaldo, que con incalculable esfuerzo y amor han sabido brindarme el mejor regalo que se puede dar, una excelente educación.

A mi madre, que siempre sabe que puedo dar mucho más.

A mis hermanas Sara y Alejandra que día a día me llenan de orgullo.

A mi Colegio y Patrono San Francisco de Asís, que me enseñó a tener presente en mi vida: “la fe recta, la esperanza cierta... el acierto y el conocimiento”.

A mi pasión y vida, la Ingeniería Química.

A todas mis amigas y amigos que estuvieron en esos momentos que nunca se olvidan...

A mi querido y adorado Rosty.

AGRADECIMIENTO

A mis padres y hermanas que nunca se terminará de agradecer.

A la Universidad Central del Ecuador y hoy Facultad de Ingeniería Química, lugar de formación de los líderes ecuatorianos.

A mi tutor, el Ingeniero Luis Calle por dirigir mi Trabajo de Grado.

A todos mis profesores y profesoras que en las aulas supieron enseñar mucho más de lo que debían enseñar, especial agradecimiento a: Jorge Medina, Mario Calle, Pablo Araujo, Andrés de la Rosa, Pablo Paredes, David Flor, a Enrique Cobo que en paz descanse.

A Paul Delgado por la oportunidad brindada, su alta exigencia y a la vez por las facilidades brindadas en último año.

A mis compañeros, compañeras, amigas y amigos con lo que he compartido mucho más que conocimientos.

CONTENIDO

	pág.
LISTA DE TABLAS	viii
LISTA DE GRÁFICOS	x
LISTA DE FIGURAS	xi
LISTA DE ANEXOS	xii
RESUMEN	xiii
ABSTRACT	xiv
INTRODUCCIÓN	1
1. MARCO TEÓRICO	3
1.1. Simulación de procesos de refinación	3
1.2. Hidrocarburos	4
1.2.1. Propiedades físicas de los hidrocarburos	4
1.3. Craqueo térmico	6
1.4. Viscorreducción	7
2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	14
2.1. Zona de intercambio de térmico	14
2.2. Zona de craqueo térmico	14
2.3. Zona de fraccionamiento	17
2.4. Análisis y validación de corrientes	28
3. BASES Y CRITERIOS DE SIMULACIÓN	29

3.1. Tren de intercambio de calor	29
3.2. Tratamiento térmico	32
3.3. Caracterización de las corrientes	33
3.4. Condiciones operativas de la zona de tratamiento térmico	35
3.5. Condiciones operativas en la zona de fraccionamiento	40
3.5.1. Temperatura	41
3.5.2. Tasas de flujo	43
3.6. Condiciones de servicios auxiliares	45
3.6.1. Propiedades físicas del vapor de utilidades	45
3.6.2. Propiedades físicas del condensado	45
3.6.3. Propiedades físicas del agua de calderas	46
3.6.4. Propiedades físicas del agua de refrigeración	46
3.6.5. Propiedades físicas del agua atemperada	46
3.6.6. Propiedades físicas del fuel-gas	47
3.6.7. Propiedades físicas del aire	48
3.6.8. Nitrógeno	48
3.6.9. Energía Eléctrica	49
 4. CÁLCULOS Y RESULTADOS	 50
 5. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y DISCUSIÓN	 56
5.1. Análisis de Resultados	56
5.2. Discusión	56
 6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	 57
6.1. Conclusiones	57
6.2. Recomendaciones	58
 CITAS BIBLIOGRÁFICAS	 59
 BIBLIOGRAFÍA	 60
 ANEXOS	 61

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Relación entre el ingeniero y el programa ejecutivo en una simulación.	4
Tabla 2. Métodos de análisis utilizados en la Planta de Viscosreducción 2	28
Tabla 3. Características del vapor de utilidades	29
Tabla 4. Características de los cortes productos	29
Tabla 5. Características de la carga a la unidad de viscosreducción	33
Tabla 6. Algoritmo para determinar rendimiento en viscosreductor	34
Tabla 7. Condiciones de operación del Horno TV1-H1	37
Tabla 8. Características de los productos del tambor soaker TV1-V13	38
Tabla 9. Propiedades físicas del vapor de utilidades	44
Tabla 10. Sistemas de retorno de condensado	44
Tabla 11. Propiedades físicas agua de calderas	44
Tabla 12. Propiedades físicas agua de refrigeración	45
Tabla 13. Propiedades físicas del agua atemperada	45
Tabla 14. Composición fuel gas normal	46
Tabla 15. Propiedades físicas del fuel sas	46
Tabla 16. Propiedades de energía eléctrica	47
Tabla 17. Rendimiento según condiciones de diseño	49
Tabla 18. Rendimiento según condiciones de simulación	49
Tabla 19. Errores entre valores calculados y de diseño	50
Tabla 20. Rendimiento según condiciones de simulación	51
Tabla 21. Principales condiciones de operación	52

LISTA DE GRÁFICOS

	pág.
Gráfico 1. Conversión en la Unidad de Viscorreducción 2	50
Gráfico 2. Severidad de Viscorreductor TV1 en función de la Temperatura	51
Gráfico 3. Variación de Viscosidad en Zona de Reacción	52
Gráfico 4. Variación de Densidad en Zona de Reacción	53

LISTA DE FIGURAS

	pág.
Figura 1. Diagrama de flujo del sistema de carga y recirculación	16
Figura 2. Diagrama de flujo del sistema de estabilización de gasolina	18
Figura 3. Diagrama de flujo del sistema de destilado medio de la Unidad	20
Figura 4. Diagrama de flujo del sistema tratamiento de productos pesados la Unidad	23
Figura 5. Diagrama de flujo del sistema de residuos la Unidad de viscorreducción2	25
Figura 6. Diagrama de flujo de generación de vapor de la Unidad de viscorreducción	27
Figura 7. PFD - Sistema de Suministro de Vapor	30
Figura 8. PFD - Intercambiadores de Calor TV1-E2A/B/C	30
Figura 9. PFD - Sistema de Trenes de Intercambiador de Calor	31
Figura 10. PFD - Intercambiador de Calor TV1-E3A/B y TV1-E4A/B/C	31
Figura 11. PFD - Recirculación del Quench	36
Figura 12. PFD -SistemaViscorreductor TV1 y Soaker Drum TV1-V13	38
Figura 13. PFD - Sistema de Fraccionamiento de Crudo Viscorreducido	40
Figura 14. PFD - Tratamiento de Nafta Viscorreducida	41
Figura 15. PFD - Tratamiento de Diesel Viscorreducido	43
Figura 16. PFD - Tratamiento de Residuo Viscorreducido	44

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo A. Propiedades Básicas de los Componentes Hipotéticos	63
Anexo B. Distribución de cortes de crudo según número de carbonos	64
Anexo C. Propiedades de la corriente de Alimentación al Sistema de Viscorreducción	65
Anexo D. Propiedades de la Corriente de Descarga del Viscorreductor TV1	67

SIMULACIÓN DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 2 DE LA REFINERÍA ESTATAL DE ESMERALDAS

RESUMEN

Se desarrolló la simulación en modo estacionario de la Unidad de Viscorreducción 2 de la Refinería Estatal de Esmeraldas utilizando el software Hysys Refinery.

Se realizó la simulación del proceso de la Unidad de Viscorreducción 2, en base a la especificación de diseño de los equipos. La caracterización de la corriente de entrada a la Unidad, la cual esta compuesta por fondos de destilación atmosférica y de vacío, se utilizó la matriz de caracterización de corrientes de refinería. Para la simulación del sistema de calentamiento, sistema de craqueo térmico y sistema de fraccionamiento se realizó haciendo uso de los balances de materia y energía pertenecientes a esta Unidad. Se ajustaron las condiciones operativas dentro del simulador según las condiciones que actualmente se registran en la Unidad.

La simulación desarrollada se ajusta a las condiciones operativas de los sistemas pertenecientes a la Unidad de Viscorreducción 2, con un margen de error de aproximadamente 3% en comparación a los valores de diseño.

PALABRAS CLAVES: / UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN /SIMULACIÓN DE PROCESOS / CRAQUEO TÉRMICO / CRUDO RESIDUAL/ REFINERÍA DE ESMERALDAS – ECUADOR /

SIMULATION OF THE PLANT OF VISBREAKING 2 THE ESMERALDAS STATE REFINERY

ABSTRACT

The simulation of the Unit of Viscorreducción 2 of the State Refinery of Esmeraldas was developed in stationary mode using the software Hysys Refinery.

It was carried out the simulation of the process of the Unit of Visbreaking 2, based on the specification of design of the equipment. The characterization of the entrance stream to the Unit, which this compound one for bottoms of atmospheric distillation and of vacuum, the womb of characterization of refinery currents was used. The simulation of the heating system, system crack thermal and division system was carried out making use of the matter balances and energy belonging to this Unit. The operative conditions were adjusted inside the shammer according to the conditions that at the moment register in the Unit.

The developed simulation is adjusted to the operative conditions of the systems belonging to the Unit of Viscorreducción 2, with an error margin of approximately 3% in comparison to the design values.

**KEYWORDS: / UNIT VISBREAKING / PROCESS SIMULATION / THERMAL
CRACKING/RESIDUAL OIL / ESMERALDAS REFINERY-ECUADOR /**

INTRODUCCIÓN

Actualmente, en la Refinería Estatal de Esmeraldas se procesan crudos cada vez más pesados, a la vez que se tiene una mayor demanda de productos refinados como la gasolina y diesel. Realizar el tratamiento térmico de los residuos, provenientes de los procesos primarios de refinación de crudo como la destilación atmosférica y la destilación al vacío, ofrece la capacidad de convertir estos residuos en productos más ligeros, de mayor valor económico, y a la vez capaces de ser reprocesados.

Con el objeto de optimizar los procesos que se realizan en la Unidad de Viscorreducción 2 de la Refinería Estatal de Esmeraldas, existen dos opciones; la primera, modificar la capacidad de producción y las condiciones de operación en las instalaciones de la planta o la segunda realizar la simulación en modo estacionario de los procesos y operaciones involucradas en el sistema, a fin de modificar las condiciones operativas en el entorno de la simulación.

La simulación obtenida resulta ser una herramienta confiable de ayuda para los técnicos, conjuntamente con la manual de operación de la Unidad de Viscorreducción 2 de la Refinería Estatal de Esmeraldas, capaz de modificar las variables operativas del proceso a las cuales se realiza el craqueo térmico, obteniendo productos de mayor calidad y mayor requerimiento industrial, en función de la severidad a la que se realiza dicho proceso, mejorando también las propiedades de los productos residuales obtenidos, relacionada directamente a la reducción de la viscosidad.

La simulación de la Unidad de Viscorreducción 2 de la Refinería Estatal de Esmeraldas y de cualquier planta química, representa una herramienta de incalculable utilidad a nivel de ingeniería, ya que permite modificar las condiciones operativas a las que se realizan los procesos y operaciones, ajustar condiciones que no pueden realizarse en los equipos montados en planta, ya que representarían elevados costos de ingeniería e instalación, lo cual si puede realizarse en el entorno de una simulación, modificar las condiciones operativas y de diseño de los equipos, con el objeto de predecir el comportamiento de un equipo específico o del sistema en general.

La simulación en modo estacionario de la Unidad de Viscorreducción 2 de la Refinería Estatal de Esmeraldas, se presenta como una herramienta de análisis de alto valor agregado a la

predicción de la producción de los componentes de valor comercial como la nafta viscorreducida, el diesel viscorreducido y el fuel oil, productos que podrán optimizarse con ayuda de la simulación presentada en la tesis de grado. Además, el presente Trabajo de Grado integra el manual de Operación de la Unidad de Viscorreducción 2, así, el operador y el ingeniero a cargo de esta Unidad, podrán hacer uso integral de la simulación realizada.

1. MARCO TEÓRICO

1.1. Simulación de procesos de refinación

La innovación ha sido siempre una parte de la ingeniería excitante y presenta desafíos. El ingeniero innovador crea nuevos procesos y encuentra diferentes condiciones de procesamiento incrementando la utilidad de los mismos.

A menudo la evaluación de las ideas y del mejoramiento de un proceso se llevan a cabo sin problemas y directamente. Sin embargo, la evaluación puede ser difícil cuando involucra la tediosa tarea de cálculos largos y repetitivos causados por la recirculación de masa y/o energía.¹

Para analizar procesos, buscando mejorarlos, el ingeniero requiere de una descripción matemática, es decir; realizar una simulación, de las innovaciones propuestas. Tradicionalmente, cuando se simula cualquier proceso, el ingeniero inicia con algunas condiciones de entrada y usa los principios fundamentales de las operaciones de transformación (conservación de la masa, momentum y energía) para calcular las salidas del primer equipo, unidad o etapa lo cual se debe repetir para cada unidad subsecuente tomando en cuenta que la salida de una unidad será la entrada para la siguiente.

La combinación de una computadora digital y el manejo de información del programa ejecutivo presentan una técnica conveniente para todo ingeniero químico. Una simulación por computadora, puede ser usada para:

- Predecir el efecto de cambiar condiciones de operación, de la disposición y la capacidad física;
- Efectuar balances de masa y energía en forma rápida y segura;
- Tener conocimiento del comportamiento del sistema completo,
- Mejorar el control e investigar la factibilidad de un control por computadora,
- Controlar el presupuesto,
- Planeando las operaciones y
- Finalmente guiar y adiestrar a los operadores e ingenieros de proceso.²

Tabla 1. Relación entre el ingeniero y el programa ejecutivo en una simulación

Lo que el ingeniero debe suministrar	Lo que el programa de simulación realiza:
Condiciones de entrada	Lee los datos de entrada y los almacena apropiadamente.
Descripción del arreglo del equipo	Transmite información a través de corrientes, conectando las unidades de cómputo.
Secuencia de cálculos (si desea), información de corrientes y equipo.	Determina la secuencia, si esta no se indicó.
Suministra modelos matemáticos de todos los equipos.	Ejecuta cálculos con unidades de cómputo o módulos en un orden adecuado.
Control de información para instruir al software de simulación	Imprime y almacena los resultados de los cálculos
Interpretación ingenieril de los resultados calculados.	Respuesta

1.2. Hidrocarburos

La mayor parte de los productos de origen petrolífero son mezclas sencillas en el caso de los gases, pero muy complejas al tratarse de fracciones líquidas. Además, los productos comerciales, los cuales deben responder a determinadas especificaciones, son generalmente mezclas de fracciones complejas: naftas, carburantes para reactores, fueloil y aceites.

1.2.1. Propiedades físicas de los hidrocarburos

1.2.1.1. Densidad de los hidrocarburos. En la industria del petróleo se habla en forma indistinta de Densidad o Peso Especifico, correspondiendo al peso de la unidad de volumen de un producto. La determinación técnica de la densidad se hace por medio de hidrómetros o densímetros calibrados. En realidad se trata de la relación entre el peso de la unidad de volumen del producto en cuestión y el peso de un volumen igual de agua medidos a la misma temperatura, siendo luego correcta la denominación Peso Especifico, resultando ser un número adimensional. Por la relación de temperaturas mencionada se suele ver escrito:

Densidad a: 15,56 °C (60 °F)/15,56 °C (60 °F)

Salvo que se especifique lo contrario, siempre que se encuentre en la industria del petróleo la Densidad o Peso Especifico, se referirá a las temperaturas mencionadas anteriormente. Además,

es muy utilizada la Densidad API o Grados API (American Petroleum Institute), °API, vinculado con la densidad con la fórmula:

$$\text{Grados API} = \frac{141.5}{\frac{60}{\rho_{60}}} - 131.5$$

1.2.1.2. Viscosidad. Es una magnitud física que mide la resistencia interna al flujo de un fluido, resistencia producto del frotamiento de las moléculas que se deslizan unas contra otras. La propiedad inversa de la viscosidad es la fluidez.

La viscosidad es un parámetro que influye en la potencial emisión de contaminantes dado que es una determinante en las condiciones de la combustión. Además, resulta importante para definir las posibilidades de bombeo de los productos y el tipo de régimen de las tuberías.

En los fueloils es el parámetro que se sigue en la clasificación de los productos pesados.

La viscosidad es una especificación de primer orden en los aceites lubricantes, ya que condiciona las cualidades requeridas para la lubricación. Existen tablas que reflejan la viscosidad de los distintos hidrocarburos puros, líquidos, vapor y de fracciones del petróleo, estando en este último caso en estrecha relación con el peso molecular y la estructura química.

La magnitud de la viscosidad depende de la conformación química del crudo, de manera que a mayor proporción de fracciones ligeras, menor es la viscosidad. Este valor depende además de la temperatura ambiente, de forma que cuanto menor resulta ésta, más viscoso es un crudo.

Existen diversas unidades para definir la viscosidad, siendo las más utilizadas las descritas a continuación:

- Viscosidad absoluta: Representa la viscosidad dinámica del líquido y es medida por el tiempo en que tarda en fluir a través de un tubo capilar a una determinada temperatura. Sus unidades son el poise o centipoise ($\frac{g}{s \cdot cm}$), siendo muy utilizada a fines prácticos.
- Viscosidad cinemática: Representa la característica propia del líquido desechando las fuerzas que genera su movimiento, obteniéndose a través del cociente entre la viscosidad absoluta y la densidad del producto en cuestión. Su unidad es el stoke o centistoke ($\frac{cm^2}{s}$).
- Viscosidad Cinemática (CSt) = Viscosidad Absoluta / Densidad
- Usualmente en refinería se utilizan varias unidades para referirse a la viscosidad cinemática. Además de centistokes existen las escalas (SSU) segundos Saybolt universal, (SSF) segundo Saybolt Furol, (RI) Segundos Redwood I y (°E) grados Engler.

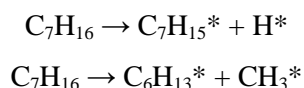
1.3. Craqueo térmico

La descomposición térmica, "cracking" o pirolisis de los hidrocarburos del petróleo es conocida desde los inicios de la industria, si bien en la actualidad, salvo los antiguos procesos que aún quedan en operación, solo se construyen unidades importantes de coqueo retardado.

El "cracking" térmico o proceso de desintegración, ha sido diseñado para valorizar el procesamiento de un petróleo, permitiendo transformar fracciones pesadas en productos más livianos y valiosos. Debemos considerar que la complejidad de los mecanismos químicos que se ponen en marcha hace que se formen moléculas más grandes o más pequeñas que las iniciales de la reacción, a partir de los mismos productos. A las primeras reacciones se las llama primarias, las que generalmente llevan a lo que esperamos, las otras serán las secundarias, no siempre queridas.

El mecanismo de reacción más aceptado para la pirolisis es el de; "cadena de reacciones por radicales libres". Estas son partículas reactivas formadas por la ruptura de un enlace C-C o C-H por la energía térmica, donde cada átomo conserva un electrón formando dos partículas neutras inestables, según:

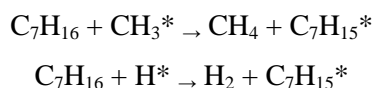
- 1) Iniciación de la reacción



- 2) Ruptura de los radicales mayores, inestables, con formación de una olefina:



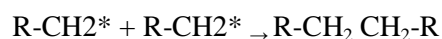
- 3) Desarrollo de la cadena de reacciones por los radicales más estables:



- 4) Equilibrio por reacción entre los radicales libres formados:



- 5) Formación de productos más pesados que la carga:



6) Reacción teórica promedio:



1.4. Viscorreducción

Viscorreducciones un proceso de craqueo térmico no catalítico, que convierte los residuos atmosféricos de vacío a gas, nafta y destilados. El craqueo térmico reduce la cantidad de componentes pesados de una corriente de fuel oil inicial para especificar un corte-producto requerido, reduciendo la cantidad de fuel oil remanente en la corriente-residuo. Simultáneamente se producen compuestos más ligeros, gas, nafta y destilados medios.

Las características más importantes de este proceso son:

- Es un proceso de craqueo térmico de residuos, el más utilizado es el residual de vacío. Las reacciones tienen lugar a temperaturas entre 440 y 490°C y presiones de 10 a 20 kg/cm².
- Reduce la producción de componentes pesados no utilizables en otras unidades.
- Produce alrededor del 10% de corrientes ligeras.
- Disminuye alrededor del 10% de los productos ligeros necesarios para ajustar la viscosidad y punto de congelación de los residuales.

La conversión de la corriente de alimentación se lleva a cabo dentro de un horno a altas temperaturas, al pasar través de una zona de termodifusión, situada ya sea en un calentador o en un tambor externo, bajo condiciones de temperatura y presión adecuadas, así se consigue que el producto alcance las especificaciones requeridas. Posteriormente el calentamiento de la corriente se interrumpe en un medio de enfriamiento para detener la conversión térmica de la corriente alimentación y para controlar la producción de coque.³

Los objetivos de la viscorreducción en una refinería son los siguientes:

- Reducción de viscosidad al disminuir la cantidad de componentes pesados de la mezcla.
- No utilización de compuestos de alta calidad (kerosene y gasóleos) necesarios para ajustar la viscosidad de un fuel oil a su especificación.
- Conversión a productos más ligeros procesables en otras unidades de la refinería.
- En la REE, los productos obtenidos de la viscorreducción se pueden alimentar al FCC o hidrocrqueo.

Inconvenientes:

- Pobre estabilidad del residual producido (productos olefínicos con tendencia a la polimerización) y conversión limitada.
- No reduce contaminantes, azufre y metales.

La conversión de los residuos puede lograrse mediante calentamiento a alta temperatura durante ciertos períodos de tiempo o calentamiento a temperatura inferior durante períodos de tiempo más prolongados. En la Refinería Estatal de Esmeraldas en la Unidad 2 de viscorreducción se tiene que el proceso desarrolla alguna conversión en el horno y la mayor parte se produce en un recipiente externo en el que se utiliza un “Soaker”, el proceso mantiene temperaturas del orden de 460 °C y tiempos de residencia entre 1 y 2 minutos.

1.4.1. Proceso de viscorreducción para producción de fuel oil. La viscorreducción es esencialmente una operación de craqueo térmico moderado. El objetivo primario es obtener del rendimiento tal de crudo una cantidad mínima de fuel oil de una viscosidad y punto de escurrimiento especificados. En conclusión esto permite al refinador realizar un corte profundo en el barril original y la puesta en especificaciones del fuel oil por la viscorreducción del residuo. La gasolina y gas producidos raramente exceden el 10% en peso de la carga. Una operación típica es la remoción de los ligeros finales solamente en la cantidad requerida al obtener un flasheo apropiado sobre el residuo.

Las variables más importantes, y sus aplicaciones generales a todas las operaciones de craqueo térmico son:

- Propiedades de la carga almacenada.
- Temperatura de craqueo.
- Tiempo de residencia.

En general un incremento en la temperatura o tiempo de residencia resulta en un incremento de severidad. Incrementando la severidad se incremento el rendimiento de gas y gasolina, reduciéndose al mismo tiempo la viscosidad del residuo craqueado.

A causa de la alta viscosidad y punto de escurrimiento de la carga almacenada. El residuo total de la viscorreducción no puede ser colocado dentro de especificaciones del Fuel Oil No.6 sin la ayuda de cortes almacenados en la refinería, disponibles solamente para ser mezclados con el, fuel oil, esta no será una ventaja económica al recuperar los destilados ligeros, además estos tenderán a ser colocados como carga almacenada.

1.4.2. *Proceso de viscorreducción para recuperación de gasóleos.* En este tipo de operación de la viscorreductora, los productos son gas, gasolina, destilados ligeros, un gasóleo de vacío y un residuo de vacío. El gasóleo de vacío puede ser cargado al craqueo catalítico fluido, al hidrocrqueo, craqueo térmico, o al hidrotratamiento. Parte del residuo de vacío es usualmente quemado en la refinería como combustible y el resto es mezclado como fuel oil No. 6.

Todas las variables de la viscorreducción se aplican también a la viscorreductora por recuperación de gasóleos de vacío. Adicionalmente, estas son las variables de temperatura y presión que se aplican a la operación de la columna de vacío. Como regla general, dependiendo de la profundidad del corte se determinará en alguna extensión las propiedades del residuo de vacío, es posible el convertir del 15 al 40% en volumen de los no destilados en la carga a productos destilados.

El único cambio en la viscorreductora es la adición de una columna de vacío. Dependiendo de la profundidad del flasheo deseado, una columna de vacío puede o no puede ser requerida. El retorno de gasóleos ligeros a la columna principal para fraccionamiento, mejorará la recuperación de destilados ligeros y ayuda a obtener los requerimientos del mismo.

1.4.3. *Proceso de viscorreducción más craqueo de gasóleo para maximizar diesel.* Esta es una extensión de la viscorreducción para la recuperación de gasóleo. En lugar de que el gasóleo pesado obtenido, sea enviado a procesarse en alguna otra unidad de la refinería es reciclado al segundo paso térmico incorporado en la unidad de proceso. Este segundo paso puede ser o no seguido de una cámara de reacción.

El objetivo es obtener un máximo de destilados ligeros para incrementar el diesel. Un objetivo alternativo puede ser la producción de un fuel oil No. 6 de bajo punto de escurrimiento a partir de un crudo reducido con alto punto de escurrimiento. Esto puede ser hecho por mezcla de destilados ligeros producidos, los cuales se incorporan al fuel oil No. 6, a fin de obtener las especificaciones de viscosidad y punto de escurrimiento.

Un horno de gasóleo y una cámara de reacción son adicionados y un segundo conjunto de platos es suministrado en el fraccionador. Este no es un suministro para rendimiento de gasóleos pesados de vacío; esta corriente es reciclada al segundo paso para producir gas, gasolina, destilados ligeros y alquitranes térmicos. En una modificación del esquema de flujo, los alquitranes térmicos pueden ser obtenidos separadamente de residuo de la viscorreducción.

Las variables son la carga almacenada, temperatura y presión con la relación de carga combinada como una variable adicional. La razón de carga combinada es determinada por la

conversión por paso y la conversión total requerida. La operación de la torre de vacío es importante debido a que puede perderse el gasóleo en el residuo.

1.4.4. Estabilidad de los productos. El proceso de viscorreducción puede producir fuel oil inestable, particularmente desde la fracción de residuo de la alimentación. El contenido de asfaltenos en el residuo (definido como la insolubilidad en n-heptano) son normalmente contenido en suspensión coloidal por agentes peptizantes. Los cuales elevan el punto de ebullición tan alto como el de las resinas aromáticas. La viscorreducción incrementa el contenido de asfaltenos. Además, un inestable fuel oil se deposita en el los fondos de los tanques, filtros y quemadores, las cuales resultan ser productos indeseables dentro de la reacción.

Nivel aceptable de estabilidad en las facilidades de refinación dependen: corriente de ingreso (cortes contenidos) y el la condiciones finales de almacenamiento. Craqueo térmico reduce el poder de dilución de agentes peptizantes, así, el contenido de asfaltenos se incrementa. Inestables fuel oils son conocidos por depositar sedimentos en los tanques de almacenamiento, y ensuciar los equipos de pre-calentamiento o quemadores. El proceso de Viscorreducción es un usuario de combustible, se debería decidir que niveles son aceptables de la estabilidad de un fuel oil, basado en un estudio de las condiciones operativas y equipos de procesamiento utilizados. La estabilidad de un residuo viscorreducido está relacionado a la severidad con se muestra en la siguiente ecuación:

$$Severidad = \frac{conversión}{conversión\ mínima} * 100$$

1.4.5. Intercambiadores de Calor. Los equipos de vaporización más comúnmente usados se pueden clasificar en cuatro tipos genéricos, dependiendo de su función:

- **Rehervidores:** su función es la vaporización en un 30% a un 80% del líquido alimentado, proveniente de una torre de fraccionamiento.
- **Enfriadores:** operan igual que el rehervidor, pero no están necesariamente asociados a una torre de fraccionamiento.
- **Precalentadores:** se usan generalmente para vaporizar parcialmente la alimentación a una torre de fraccionamiento.

1.4.5.1. Punto de rocío y curva de vaporización. Para la condensación de mezclas complejas, el punto de rocío del hidrocarburo se halla haciendo reducciones de temperatura por tanteo hasta encontrar el punto donde la presión de vapor del hidrocarburo es igual a la presión

parcial ya conocida. (En el caso usual del producto de tope del fraccionador, el hidrocarburo está ya en su punto de rocío). El punto de rocío del vapor es más difícil, debido a que el número total de moles de vapor cambia entre el punto de rocío del hidrocarburo y el punto de rocío del vapor. Este cambio en composición debe ser determinado antes que el punto de rocío pueda ser calculado.

Es usual suponer que a medida que la condensación progresa, el vapor y el líquido mantienen una composición de equilibrio. Es por esto que la composición y las propiedades térmicas del sistema son obtenidas de los cálculos de vaporización de equilibrio. Estos cálculos predicen una “curva de vaporización”, la cual es un gráfico de temperatura versus el porcentaje no condensado.

La curva de vaporización no se construye completa; se calculan varios puntos de la curva de expansión volumétrica y éstos se grafican y se conectan con líneas rectas. La curva de vaporización molar pasa un poco por debajo de la curva volumétrica y la curva de vaporización de peso pasa por arriba de la curva volumétrica. Por simplicidad, la separación de las curvas se asume proporcional al ancho del rango de ebullición en el corte. Las tres curvas se grafican en el mismo gráfico y se usan para predecir composiciones y temperaturas de las fases de vapor y líquido a medida que la condensación progresa.

El punto de rocío del vapor se calcula reduciendo la temperatura del sistema por tanteo hasta encontrar la temperatura donde la presión de vapor del agua es igual a la presión parcial calculada.

1.4.5.2. Calor desprendido por zonas. Las siguientes cargas de calor son calculadas en la zona en que ocurren (Ver 0). Todas las cargas ocurren simultáneamente sólo en la tercera zona.

- a) Enfriamiento del líquido entrante.
- b) Enfriamiento del vapor y el gas que no se condensa.
- c) Enfriamiento del vapor de HC condensándose.
- d) Enfriamiento del condensado de hidrocarburo.
- e) Enfriamiento del vapor de agua condensándose.
- f) Enfriamiento del condensado de vapor.
- g) Remoción del calor latente de vaporización, hidrocarburo.
- h) Remoción del calor latente de vaporización, vapor.

1.4.5.3. Gradiente de temperatura. Después de calcular las cargas de calor por zona, se puede estimar el promedio prorrateado de la MLDT (Δ_{tew}). Esto se hace calculando el MLDT para

cada zona y después prorrateando el MLDT de acuerdo a la cantidad de calor transferido en la zona. La ecuación convencional es como sigue:

Todo Δt de cada zona se corrige para el flujo en contracorriente, multiplicando éste por F_n , el cual se calcula usando las temperaturas terminales de la zona. Este uso de F_n no está teóricamente comprobado, pero está justificado por conveniencia, para asegurar que se especifiquen suficientes pasos en la carcasa para satisfacer la temperatura de cruce del diseño. El uso de esta ecuación para el prorrato de Δt es estrictamente una convención industrial. Esta da el valor verdadero de Δt_{ew} sólo cuando el coeficiente es constante a través de todo el condensador y esta condición, por supuesto, casi nunca se mantiene. Pero, debido a que la ecuación ha sido adoptada por la gran mayoría, el uso de otro método para prorratar Δt puede crear confusión para los suplidores de intercambiadores.

Actualmente, Δt_{ew} no entra en el diseño de condensadores y su valor no es de real importancia. El diseño está basado en la sumatoria de las áreas de las zonas, las cuales son calculadas con las temperaturas individuales de cada zona. El Δt_{ew} total se estima sólo para reportar un U total promedio.

1.4.5.4. Coeficiente de transferencia de calor. Desde el punto de vista analítico, un condensador es un equipo extremadamente complejo. No existe un planteamiento teórico, el cual prediga satisfactoriamente los efectos del gran número de variables involucradas. La aproximación usada no es un análisis teórico, si no un intento empírico que considera varios fenómenos que ocurren simultáneamente en un condensador. Esta aproximación envuelve los mecanismos siguientes:

- a. El vapor es enfriado por convección forzada.
- b. El líquido es enfriado por “goteo” de tubo a tubo.
- c. El líquido es enfriado por convección forzada en el fondo de la carcasa.
- d. Condensación

A continuación se muestra algunos criterios para la colocación de los fluidos en el lado más conveniente del intercambiador:

- **Corrosión:** colocar el fluido más corrosivo en los tubos.
- **Ensuciamiento:** colocar el fluido con mayor tendencia a la formación de depósitos en los tubos. En los tubos es mejor el control de la velocidad, con lo que se puede contrarrestar en algo este efecto.
- **Temperatura:** se recomienda que el fluido caliente se transporte en los tubos.

- **Presión:** colocar la corriente de mayor presión en los tubos ya que requiere menos componentes de alta presión.
- **Caída de presión:** fluido con menor caída de presión permisible debería colocarse en los tubos.
- **Viscosidad:** mayores flujos de calor son obtenidos colocando un fluido viscoso en la carcasa.
- **Características tóxicas y letales:** generalmente el fluido tóxico debe colocarse en los tubos, para minimizar fugas.
- **Velocidad de flujo:** al colocar el fluido con menor flujo en la carcasa, generalmente origina un diseño más económico. La razón de ello se debe a que en la carcasa el fluido experimenta mayor turbulencia a menor velocidad que en el tubo.

Los fluidos que comúnmente van por los tubos son:

- Agua de enfriamiento.
- Fluidos corrosivos o un fluido propenso al depósito de coque, sedimentos y otros sólidos.
- El menos viscoso de los dos fluidos.
- El fluido de mayor presión.
- El fluido más caliente.

1.4.6. Trenes de Intercambiadores. Consisten en varios intercambiadores montados en secuencia, teniendo en cuenta que haya una diferencia de temperaturas razonable para permitir el flujo de calor de la corriente caliente a la fría y que las temperaturas de entrada y salida a cada uno de los intercambiadores sean consistentes con el perfil de temperaturas global del tren de modo que cada corriente ingrese en el sitio más conveniente. Un parámetro de diseño aceptado es que la diferencia de temperaturas de aproximación entre las corrientes de salida de un intercambiador no sea menor a 50 °F, o un valor cercano, y de la misma forma, que el factor de corrección de la temperatura media logarítmica referente a la distribución de los pasos de cada corriente, no sea menor a 0,8. De acuerdo a la filosofía de diseño para este tipo de sistemas de la UOP, lo que se busca es minimizar el uso de utilidades para calentamiento y enfriamiento, mantener a la diferencia de temperaturas media logarítmica, la fuerza impulsora del transporte de calor, en valores lo más altos posible, y diseñar cada intercambiador de tal manera que el ensuciamiento se mantenga al mínimo y se obtengan flujos de calor significativos.

Uno de los factores a considerar en el diseño es la caída de presión de cada uno de los equipos. Se aceptan valores de 10 psig por cada lado para intercambiadores de una sola carcasa, y de 15 psig se tienen dos carcasas.

2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

2.1. Zona de intercambio de térmico

La carga principal a la viscorreductora es bombeada al tambor de balance por las bombas de transferencia de fondos de vacío TV-P1A y TV-P1B de la unidad de viscorreducción original. La razón de flujo de carga desde la TV-P1A/B es controlada por el control de flujo (TV1-FRC-212) el cual trabaja en cascada con el control de nivel del tanque de balance (TV1-LRCAHL-R). La alimentación al tambor es a través del intercambiador carga/residuo (TV1-E1), (carga lado carcasa/residuo lado tubos). Los fondos de vacío y medio neutral desde el cabezal de la unidad de destilación al vacío No. 2 pueden ser directamente enviados al tambor de balance como alimentación, a través del TV1-E1.

Una línea de diesel desde el cabezal de la unidad de destilación atmosférica es conectada a la succión de las bombas de transferencia con el propósito de limpieza para eliminar problemas de taponamiento y para remover el material pesado de la línea.

2.2. Zona de craqueo térmico

La carga del tambor de balance sirve como succión a las bombas de carga (TV1-P1A o TV-P1B). El hidrocarburo pesado es bombeado como carga al horno (TV1-H1). El horno existente, al que se le han cambiado los tubos en la zona de radiación, es de caja de dos (2) pasos con control de flujo para cada paso separadamente y calentado mediante fuel gas, fuel oil o ambos. El TV1-H1 es un horno de tiro forzado con un precalentador de aire (TV1-ME2) donde el aire de combustión es precalentado por los gases quemados del horno. El suministro de aire es por medio del soplado de tiro forzado (TV1-C1) y el gas quemado es retornado a la chimenea por medio del soplador de tipo inducido (TV1-C2). Baja presión del aire de combustión (TVIPIAL-210) o alta temperatura de entrada/salida de gas a la chimenea (TV1-TIAH-207, TV1-TIAH-208 respectivamente) pararán la operación del precalentador parando el horno.

El aire precalentado entra al horno por medio del TV1-FRCAL-188 y TV1-FRCAL-203). La carga al horno TV1-H1 es controlada por el TV1-FRCQIAL-69 y TV1-FRQIAL-72 respectivamente. La presión es mantenida en el tambor de balance por una línea de drene abierto conectado con el fraccionador flash (TV1-TV2). La línea de igualación de drene abierto es conectada a una boquilla localizada entre los platos 11 y 12 del TV1-V2 y el domo del tambor de balance.

Las temperaturas de transferencia a la salida del horno para cada paso están controladas por un control registrador de temperatura (TRC) localizado en el tercer tubo antes de la salida de cada paso, (TV1-TRC-50 y TV1-TRC-56). Los TRC actúan en cascada sobre el flujo de combustible al horno para un ajuste de temperatura apropiado. Previamente a que el flujo entre al fraccionador flash (TV1-V2) una corriente de quench recicla da del fondo del despojador de residuo entra en la salida de cada paso a control de flujo (TV1-FRCAL-58 y TV1-FRCAL-63) controlan el flujo de quench. Los dos pasos del horno se combinan en una línea de transferencia y entran al fraccionador flash a través de un distribuidor simple.

La temperatura de salida del horno y el tiempo de residencia de la carga en el mismo determina la severidad del craqueo. La experiencia ha mostrado que la razón de transferencia de calor dentro del horno debe ser restringida, debido a que un alto flujo de calor causa inmediatamente un severo craqueo en las paredes de los tubos del horno, depositando coke en el interior de las mismas.

La carga que sale del horno entra en el tambor soaker (TV1-V13) controlándose la presión por medio de una válvula de ángulo a la salida del mismo. El producto a la salida del soaker es enfriado con una corriente de viscorreducido frío (quench), a la temperatura requerida para entrar en el fraccionador flash de 16 platos (TV1-V2) a través de un distribuidor situado en el fondo de la zona de flash. La boquilla del distribuidor esta instalada de manera que produzca un flujo vertical desde el cual los materiales ligeros son flasheados y pasan al domo.

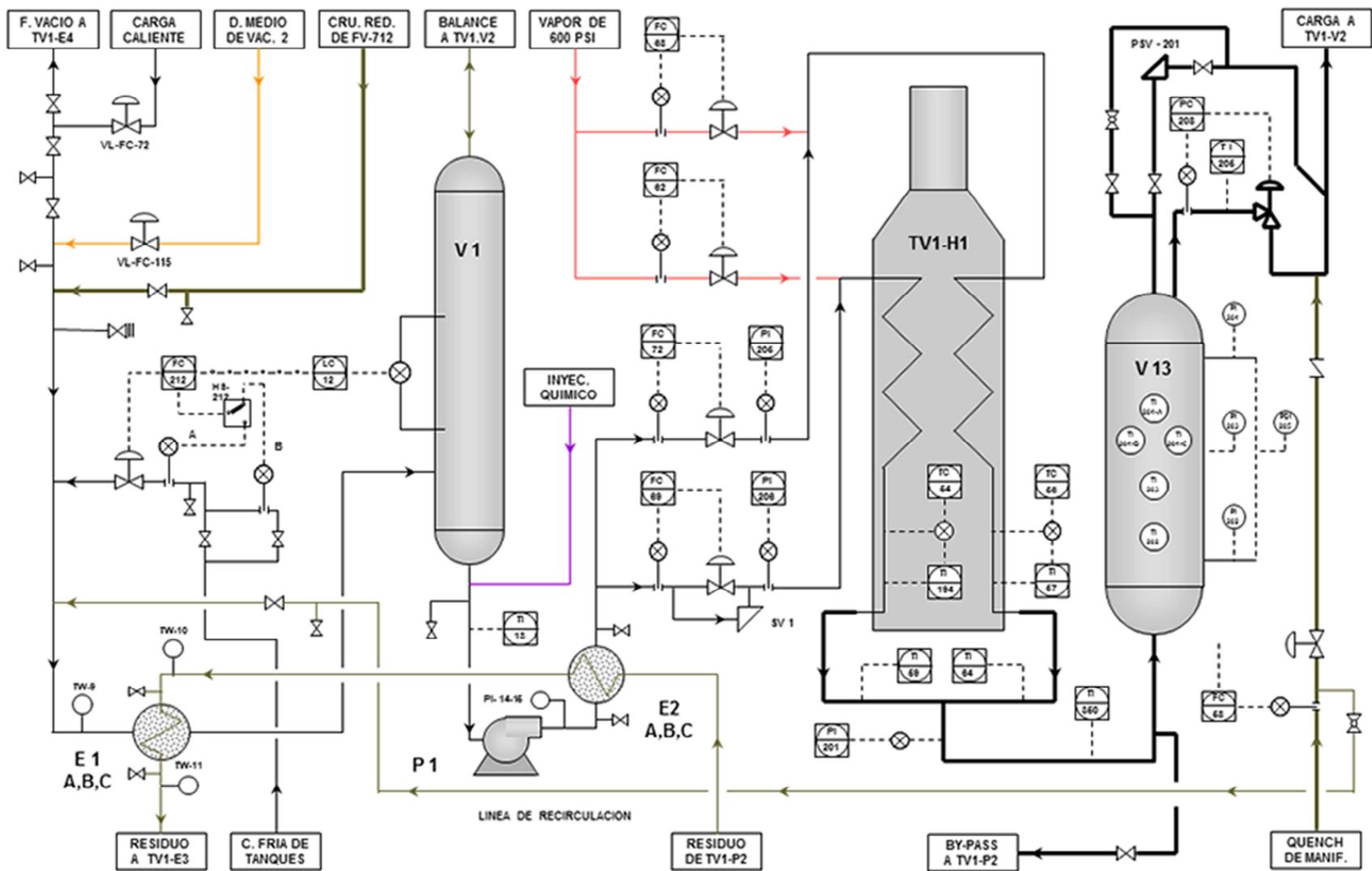


Figura 1. Diagrama de flujo del sistema de carga y recirculación de la Unidad de Viscorreducción 2

Existen tres (3) corrientes que salen del fraccionador flash y son listadas como siguen:

- Nafta y livianos que salen por el domo del despojado,
- Una corriente de destilado que sirve como reflujo circulante, fuente de calor, aceite de sello y limpieza.
- Una corriente de fondos que sale del despojado al tanque de almacenamiento y al sistema de transferencia y mezcla.

2.3. Zona de fraccionamiento

Los vapores condensables del domo del fraccionador son parcialmente condensados en un enfriador de aire TV1-E y enviados al acumulador TV1-V6. El agua presente en el sistema de domo es drenado desde la bota del acumulador bajo el control de nivel de interfase TV1-LC-139 a la unidad de despojado de aguas amargas, en tanto que los hidrocarburos líquidos se envían a la succión de las bombas TV1 P6A/B. La presión de la columna es mantenida por TV1-PRC-138 que controla la presión enviando gas hacia el sistema de gas combustible. El controlador de flujo (TV1-FRQI-140) controla la razón de flujo de gas hacia gas combustible.

Las bombas TV1-P6A/B envían producto tanto al fraccionador como al estabilizador. La primera corriente retorna al domo del fraccionador inmediatamente arriba del primer plato como reflujo. La razón de reflujo es gobernada por el control de temperatura del domo de la columna TV1-TRC-79 y es controlada por el registrador de flujo TV1-FR-136. La razón de alimentación al estabilizador es regulada por el control de nivel del acumulador del domo del fraccionador TV1 LC 144; una alta señal enviará el exceso de líquido a la sección de estabilización. La bomba de inyección de químicos TV1-P8A suministra inhibidor de corrosión a la línea del domo del fraccionador. El químico combinado con el líquido del domo se divide corriente abajo de las TV1-P6A/B y continúa hacia el domo de la columna.

La carga al estabilizador es la gasolina viscoreducida, la cual es calentada en el intercambiador carga/fondos TV1-E11 previo a su entrada inmediatamente arriba del plato número 16 de los 30 platos con que cuenta el estabilizador TV1-V7.

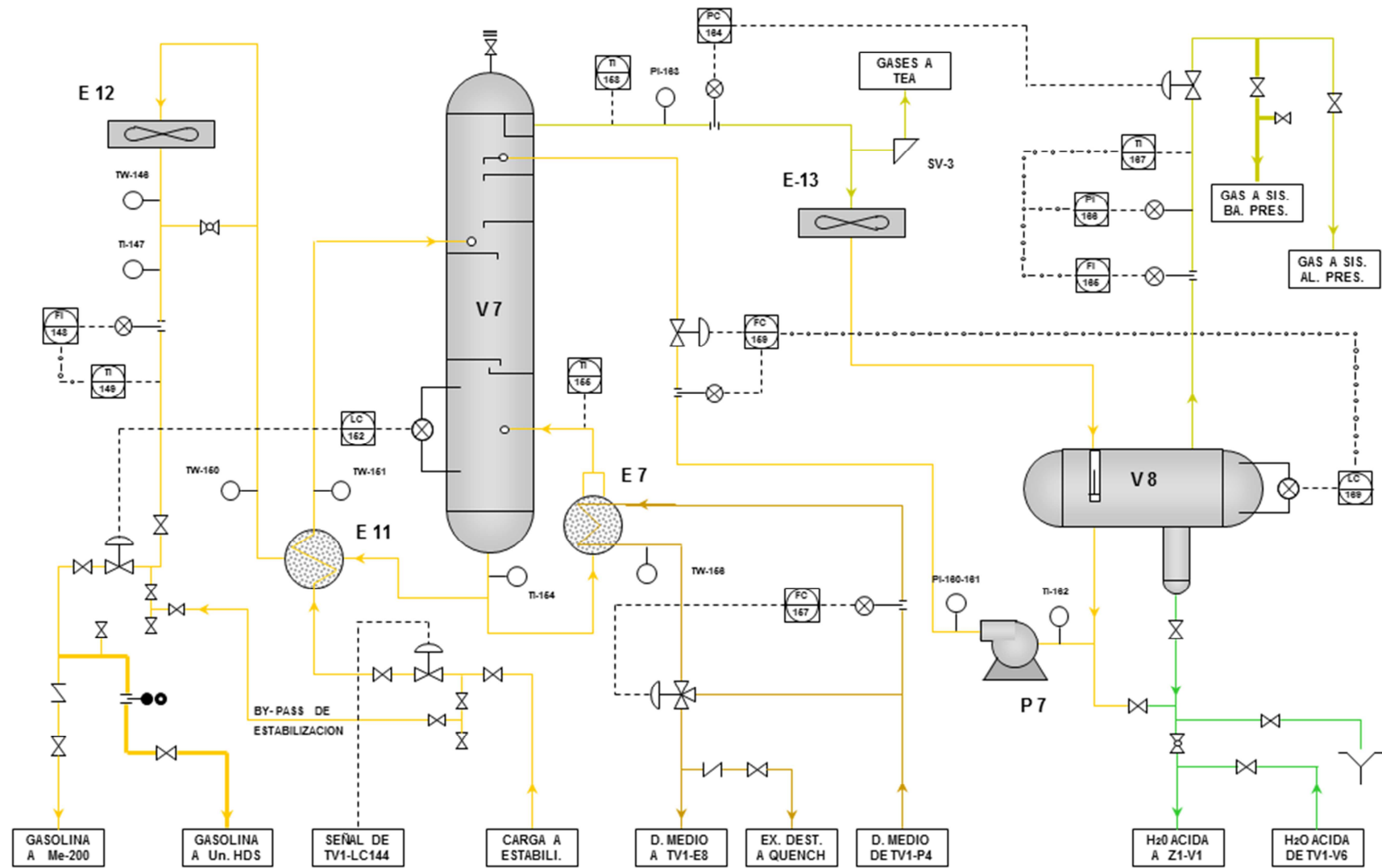


Figura 2. Diagrama de flujo del sistema de estabilización de gasolina de la Unidad de Viscorreducción 2

Los vapores del domo son enfriados en el condensador enfriado por aire TV1-E13 y parcialmente condensados, enviados al acumulador TV1-V8. El agua es manualmente drenada de la bota de agua a la unidad de despojamiento de aguas amargas. Los hidrocarburos líquidos retornan a la columna como reflujo. Las bombas del acumulador TV1-P7A/B bombean el líquido bajo control de flujo en cascada TV1-FRC-159 o bajo control de nivel del acumulador TV1-LICAH-169 al domo del estabilizador. El exceso de gas del acumulador del estabilizador es enviado al sistema de gas combustible después del controlador de presión del estabilizador TV1-PRC-169. El TV1-FRQI-165 registra esta salida.

Los fondos del estabilizador se dividen en una corriente de producto neto y otra que va al rehervidor. La corriente que entra al rehervidor de termosifón horizontal TV1 E7, donde el calor es absorbido de la corriente de reflujo circulante antes de que retorne al estabilizador. La corriente del producto neto pasa a través del intercambiador carga/fondos del estabilizador TV-E11 y el enfriador de gasolina estabilizado TV1-E12 antes de dirigirse como gasolina estabilizada a la unidad merox, conjuntamente con la gasolina de FCC. La cantidad de producto es controlada por el nivel del fondo del estabilizador TV1-LC-152 y anotado por el registrador de flujo TV1-FRQI-148.

El destilado es retirado del plato de extracción total del fraccionador flash localizado bajo el plato número 16. El destilado se divide en dos corrientes:

- Una que va a la succión de las bombas de destilado circulante TV1-P4A/B,
- La otra corriente fluye a un despojador de diesel el que consta de cinco platos (TV1-V5), los vapores del despojador retornan al fraccionador flash a un punto justo bajo el plato número 16.

El destilado entra al despojador de diesel a través de un distribuidor localizado sobre el plato número 1. El flujo al despojador es controlado por el control de nivel de fondos del despojador TV1-LC-96. Adicionalmente una línea de vapor de 150 PSIG está conectada a la boquilla del recipiente bajo el plato número 5 y la cantidad de vapor es controlada por TV1-FRC-98. El propósito para el vapor de despojamiento es el de remover los ligeros del producto despojado. Los ligeros retornan hacia el fraccionador como vapores para otras fracciones. El vapor de agua contenido en los vapores será flasheado al domo del fraccionador, acarreados en el sistema de cabeza a ser condensados y recuperados en el acumulador del fraccionador TV1-V6 en la bota de agua. Normalmente sólo un sistema de despojamiento es utilizado para poner el flash point del diesel en especificación. Las bombas de diesel producto TV1-P5A/B toman succión del fondo del despojador de diesel TV1-V5, enviando el flujo a través del enfriador con aire, el diesel producto TV1-E9. El diesel se divide en tres diferentes corrientes:

- Al control de flujo TV1-FRCQI-104 que envía el producto a través del enfriador de fuel oil pesado (TV1-E4) a almacenamiento de fuel oil como diluyente.
- A través del registrador de flujo TV1 FRQI-102 al cabezal de diesel en la unidad de crudo,
- A las bombas que mueven el fluido del domo del despojador de residuo TV1-P3A/B, habiendo pasado previamente por el sistema de sello de las bombas que manejan el fluido del fondo del despojador de residuo TV1 P2A/B.

El destilado circulante bombeado por TV1-P4A/B sirve como un medio de calentamiento para el rehervidor del estabilizador TV1-E7. El destilado fluye al rehervidor bajo control de flujo TV1-FRC-157 que utiliza una válvula de tres vías enviando el flujo de líquido al rehervidor por una salida, cuando las otras bypasean el mismo, para ajustar la temperatura del rehervidor a la estabilizadora. El retorno del destilado circulante puede ser enviado a través del enfriador con aire de destilado circulante TV1-E8 o una porción del flujo puede ser bypaseada por la válvula de control de 3 vías que está controlada por TV1-TRC-92. El destilado retorna al fraccionador flash arriba de la trampa de extracción de destilado entre los platos números 12 y 13, bajo control de flujo TV1-FRC-90 con una corriente dividida, una de las cuales llega a la cámara de niebla en la zona de flash. El nivel de destilado en el plato de retiro es controlado por TV1-LC-B1 ajustando el flujo de destilado a la cámara de niebla pesada.

Los fondos del fraccionador flash, mezclados con residuo viscoreducido enfriado para limitar la temperatura, salen de la columna bajo control de nivel del líquido y entran en el despojador de residuos TV1-V3. Como la alimentación entra a través de un distribuidor, los hidrocarburos ligeros son flasheados fuera, saliendo del despojador y son parcialmente condensados en el enfriador por aire TV1-E6. El efluente mezclado pasa al acumulador del despojador de residuo

TV1-V4 donde se separan ambas fases. Los gases que salen son medidos por TV1-FRQI-128 enviados hacia el sistema de Tea a través de una línea de 3". Alguna agua presente en el recipiente puede ser drenada manualmente al desagüe cuando los hidrocarburos líquidos del domo sirven como succión para las bombas TV1 P3A/B.

Las bombas TV1-P3A/B envían el hidrocarburo líquido del acumulador del despojador de residuo como reflujo líquido del domo a través de la cámara de spray pesado situada bajo el domo tangencial del recipiente. La razón de reflujo es ajustada por el controlador de flujo TV1-FRC-125.

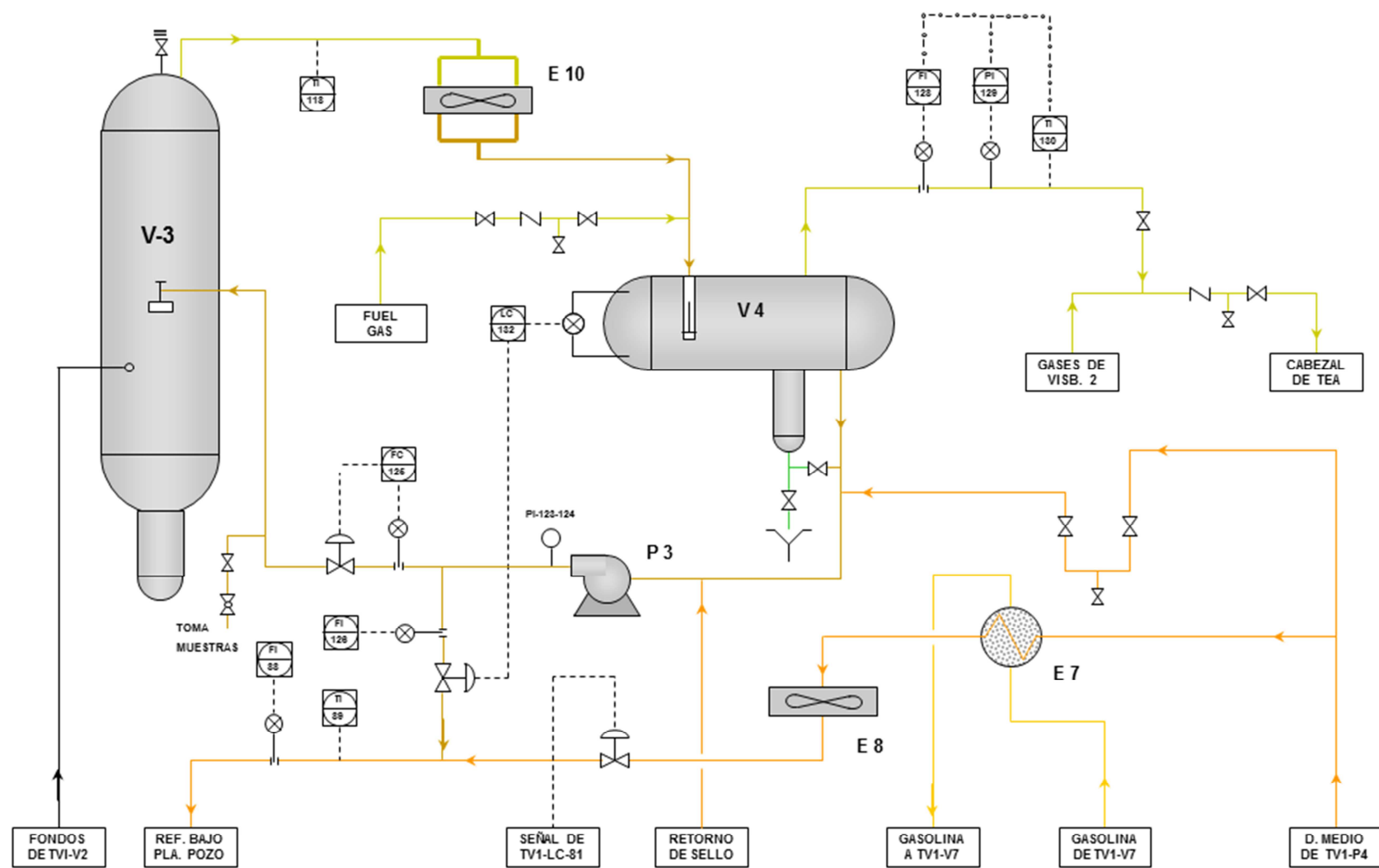


Figura 4. Diagrama de flujo del sistema tratamiento de productos pesados la Unidad de Viscosreducción 2

El producto neto del domo del despojador de residuo, sale bajo control de nivel del acumulador TV1-LC-132, siendo reciclado al fraccionador flash desde la descarga de las bombas del acumulador de residuo. Combinándose con esta corriente, está la corriente dividida que envía el exceso de destilado mediante el control del plato de retiro TV1-LC-B1. El reciclo del domo del despojador de residuo tiene un registrador de flujo TV1-FR-126. Estas dos corrientes luego de que se combinan van a la zona de flash en el fraccionador vía del distribuidor de la cámara de spray.

El fluido, colectado en el fondo del despojador del residuo atraviesa los filtros, en los cuales son atrapadas partículas de coque, y es bombeado por las bombas TV1 P2A/B a través del generador de vapor TV1-E3. Previo a entrar al generador de vapor el residuo intercambia calor con la carga en el TV1-E2 y el TV1-E1. El residuo enfriado viaja en direcciones separadas después que sale del generador de vapor. Se citan a continuación la descripción de estas alternativas:

- **A almacenamiento.** El residuo producto es enviado bajo control de nivel del despojador de residuo (TV1-LC-120), como una parte del control de rango dividido, al almacenamiento de fuel oil pesado. El hidrocarburo efluente del generador de vapor pasa sucesivamente a través del intercambiador agua atemperada/fuel oil (TV1-E4), del registrador de flujo (TV2-FRQI-107) y un controlador registrador de viscosidad (que envía una señal al registrador controlador de flujo en la unidad de crudo) (TV1-ARC-109) y a un controlador de retopresión (TV1-PRC-110), previo a alguna emergencia en almacenamiento. Kerosene/ diesel de la unidad de crudo, aceite cíclico de la unidad de FCC, y/o gasóleo de vacío de la unidad de vacío No. 2 puede ser adicionado a la corriente de almacenamiento corriente arriba del enfriador de fuel oil pesado.
- **Al sistema de aceite combustible.** El residuo producido pasa a través del enfriador con agua temperada/fuel oil de refinería (TV1-E5) al sistema de fuel oil. La razón de flujo de producto puede ser controlada indistintamente mediante una señal del controlador de nivel del sistema de fuel oil o bajo controlador de flujo (TV1-FRCQI-116). Esta es una señal del selector que cierra la válvula de control si el nivel del fondo del despojador de reflujo (TV1-LC-120) desciende. Los fondos de la columna de vacío pueden combinarse con el residuo corriente abajo del enfriador de fuel oil de refinería.
- **La corriente de quench.** La tercera corriente que sale del generador de vapor es una corriente de quench a la viscorreductora. Esta corriente de quench se abre en dos ramales. El primero para reducir la temperatura de la carga a la salida del soaker a 820°F (438°C) en orden a prevenir craqueo térmico adicional y el segundo para reducir la temperatura del fondo del despojador de residuos.

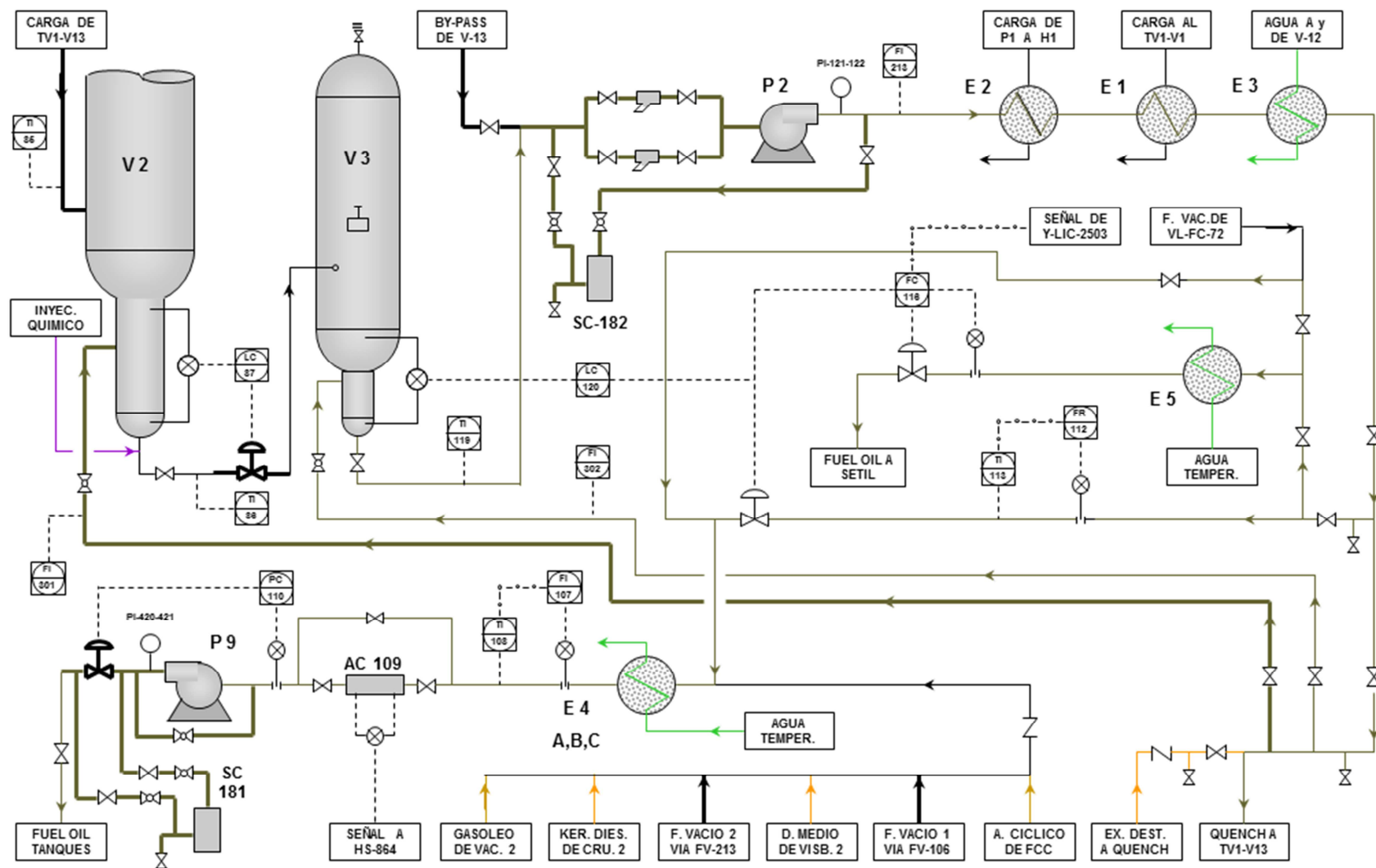


Figura 5. Diagrama de flujo del sistema de residuos la Unidad de Viscosidad 2

La Unidad de Viscorreducción está equipada con un sistema de generación de vapor en orden a utilizar el calor disponible en la unidad. El producto que sale de la unidad es bombeado por las bombas de residuo despojado TV1-P2A y TV1-P2B a través del generador de vapor TV1-E3.

El agua de alimentación al generador proviene del sistema de agua tratada para calderos y atraviesa el control de flujo TV1-FRCQI-2 que se encuentra en cascada con el control de nivel del generador TV1-LICAH-4. El control de nivel del generador trabaja con un sumador de señales patrones con ajuste de ganancia el que toma señales del TV1-FRCQI-2 y del registrador de flujo de vapor TV1-FR-6. Vapor de 150 PSIG, fluye al sistema de vapor y alimentación de agua, el instrumento sumador de señales patrón envía una señal pidiendo la reposición de agua de alimentación al generador apropiado.

Un sistema de inyección de químicos TV1-ME1 es suministrado para el generador de vapor. Tanque, mezclador y bomba son suministrados para este sistema. Una línea de purga continua y dos líneas de purga intermitentes son suministradas desde el generador de vapor. La línea de purga continua de 1" va directamente al tambor de purga TV1-V9 por medio de un distribuidor de entrada. Una línea de 1 ½ " es provista en el domo del tambor interconectado, éste al cabezal de vapor de 50 PSIG. El nivel del tambor es mantenido por TV1-LIABL-B, que envía el exceso de material purgado al tambor de purga de flujo intermitente TV1-V10, uniéndose a la línea de purga intermitente que sale del generador antes de que entre al tambor. La entrada al tambor de purga intermitente es tangencial con una placa deflectora colocada en el interior del tambor.

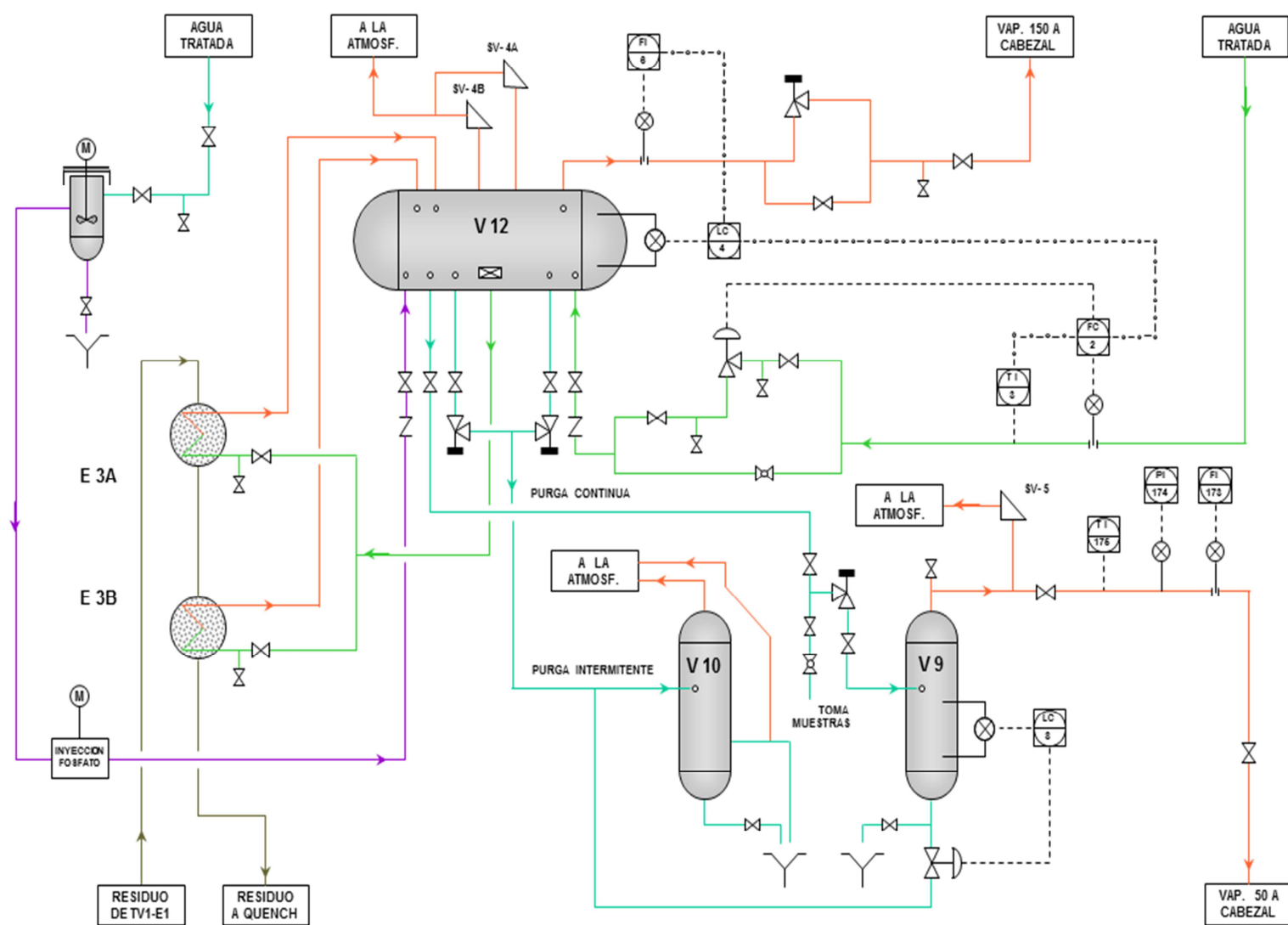


Figura 6. Diagrama de flujo de generación de vapor de la Unidad de Viscosreducción 2

2.4. Análisis y validación de corrientes

En operación normal de la planta el operador utiliza un programa de muestreo el cual, ayuda a verificar las condiciones físicas-químicas de los diferentes productos en cada zona de la planta como se muestra en la Tabla 2. Principalmente se utilizan análisis según los métodos ASTM y UOP. Para la medición de la eficiencia de los hornos se utiliza el análisis Orsat.

Tabla 2. Métodos de Análisis utilizados en la Planta de Viscorreducción 2

PRODUCTO	PROGRAMA DE MUESTREO		
	PUNTO DE MUESTREO	ANÁLISIS	MÉTODO
Carga Viscorredutor 2	Carga TV1-V1	Viscosidad	ASTM D-445
		Densidad Relativa	D-287
Fondos	Fondos TV1-V3	Punto De Inflamación	D-92
		Viscosidad	ASTM D-445
		% BS&W	D-1796
		Densidad Relativa	D-287
Diesel Olefínico	Diesel TV1-V5	Punto De Inflamación °C	D-93
		Destilación	D-86
		Densidad Relativa	D-287
Gasolina Viscorredutor2	Gasolina TV1-V7	Densidad Relativa	D-287
		Destilación	D-86
Bota	TV1-V4	Hierro Ppm Fe	UOP 314
Caldereta	TV1-V12	Conduct. Micromhos/Cm	SM 2510-B
Gas	TV1-V6	Cromatografía Composiciones.	UOP 709
Gas	TV1-V4		
Gas	TV1-V8	Densidad Relativa	D-1657
Horno	TV1-H1	Análisis Orsat	
Fuel Oil	TV1-P9	Punto De Inflamación	D-92
		Viscosidad	D 445

3. BASES Y CRITERIOS DE SIMULACIÓN

La simulación de la Unidad de Viscorreducción 2 de la Refinería Estatal de Esmeraldas se realizó en base a la información disponible en planta, incluida la información relevada en las instalaciones de la Refinería Estatal de Esmeraldas.

A continuación se muestran las diferentes secciones del diagrama de flujo de la Unidad de Viscorreducción 2, dividida según las operaciones que se realizan a las corrientes de alimentación que ingresan a los subsistemas de tratamiento.

3.1. Tren de intercambio de calor

El agua de reposición que ingresa al sistema de intercambio térmico, es tratada previamente en la Unidad de Tratamiento Químico, en la Unidad TVE-ME1.

El contenedor de Vapor Residual TV1-V12 almacena el vapor de retorno proveniente de los trenes de intercambio de calor TV1-E3A/B. Este sistema dispone de purgas continuas e intermitentes para preservar la calidad de vapor en los recipientes, con ayuda de recipiente para purga continua TV1-V9 y el recipiente de purga intermitente TV1-V10.

El vapor generado de utilidades generado dentro de la Unidad tiene las siguientes características:

Tabla 3. Características del vapor de utilidades

Vapor de media presión	
Presión,	11 kg/cm ² g
Temperatura	187 °C

Con la información disponible se generó la corriente de alimentación de agua de reposición que genera posteriormente el vapor de utilidades requerido en el sistema de precalentamiento de la carga base para la viscorreductora TV1-V1.

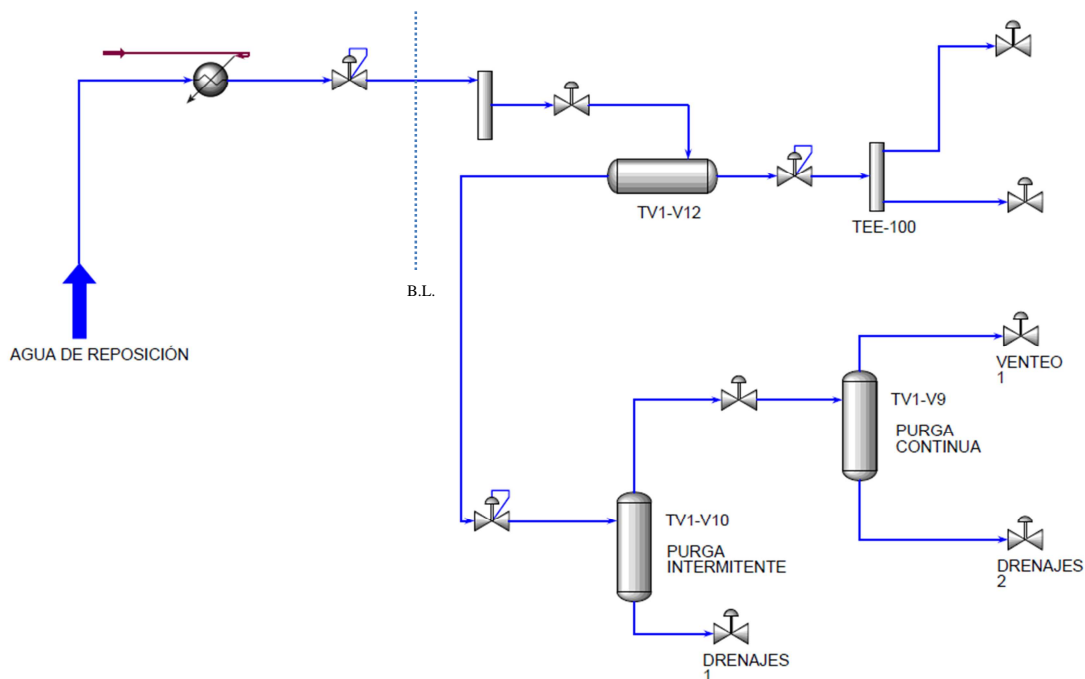


Figura 7. PFD - Sistema de suministro de vapor

El sistema de precalentamiento de la carga base se realiza mediante el siguiente sistema: el residuo proveniente del Despojador de Residuo TV1-V3 es descargado por medio de las bombas TV1-P2A/B hacia los intercambiadores de calor TV1-E2A/B/C y TV1-E1A/B/C, donde se precalienta la carga de crudo residual proveniente de los fondo de las columnas de destilación atmosférica y de vacío.

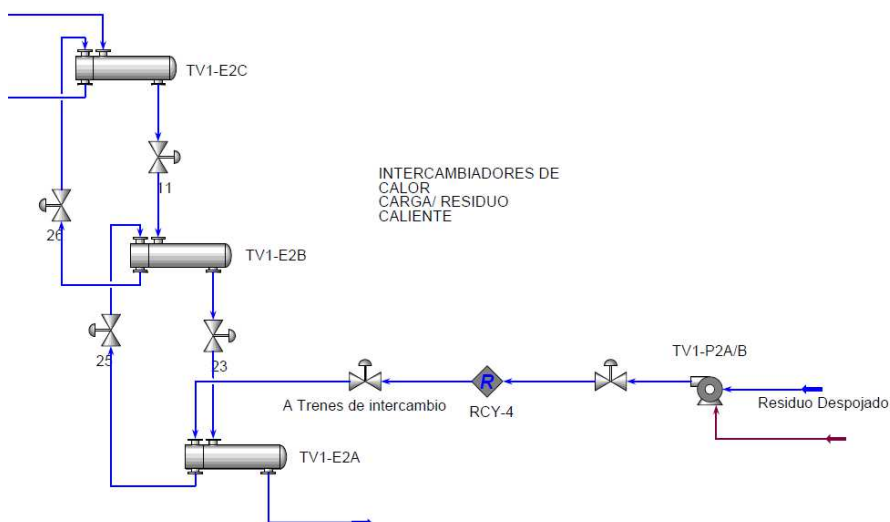


Figura 8. PFD - Intercambiadores de calor TV1-E2A/B/C

El crudo residual ingresa a los intercambiadores de calor TV1-E3A/B, el cual se calienta con el vapor almacenado en el recipiente TV1-V12.

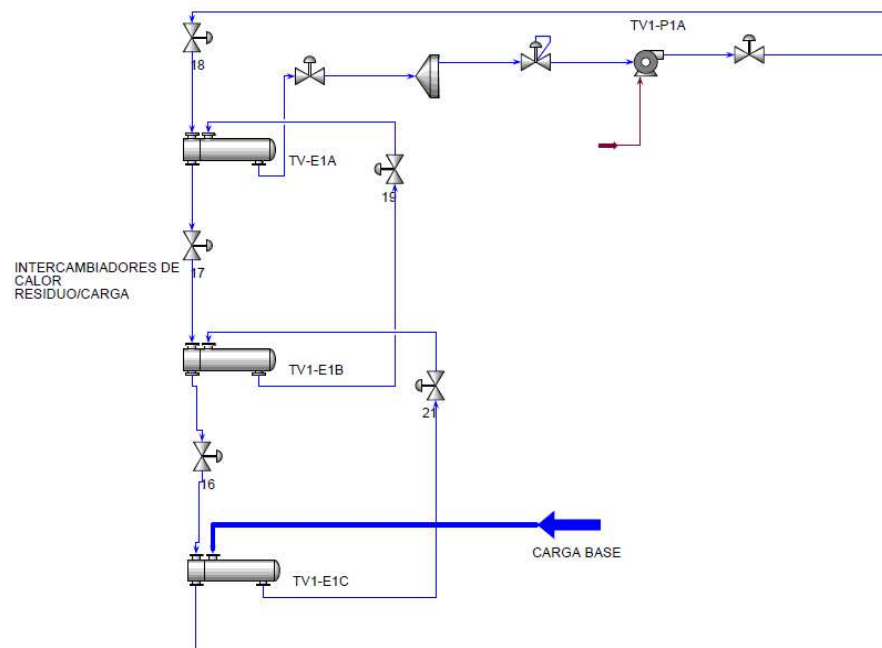


Figura 9. PFD - Sistema de Trenes de Intercambiador de Calor

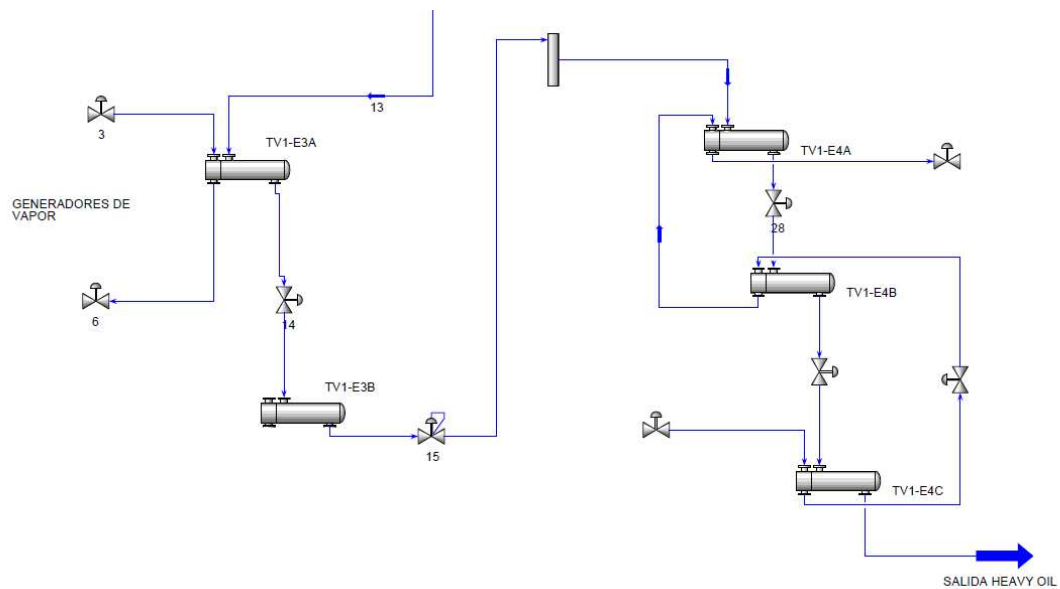


Figura 10. PFD - Intercambiador de Calor TV1-E3A/B y TV1-E4A/B/C

3.2. Tratamiento térmico

Los modelos de cálculo del viscorreductor consisten en dos series distintas:

- Predicción: Propiedades del producto craqueado.
- Calibración: Cálculos opcionales de tambor soaker.

Los dos modos básicos de operación (Calibración y predicción) se aplican las siguientes maneras:

- **Monitoreo** - Esto le permite comparar el rendimiento real con la simulación de la unidad. El uso de cualquiera de los modelos permitirá en intervalos de tiempo realizar un seguimiento de coque en el horno, así se consigue: construir una base de datos de los parámetros de materia prima en función de la máxima conversión, además, identificar inexactitudes de los datos y problemas de estabilidad.
- **Estudios** - Una vez que se ha calibrado los parámetros de la simulación para que coincida con cualquier modelo de rendimiento de la unidad, se puede utilizar para llevar a cabo estudios.
- **Ajuste / Optimización** - Después de calibrar uno u otro modelo, se puede variar la temperatura de operación del fraccionador para cumplir con ciertas especificaciones de productos. Por lo general, es posible que desee optimizar sus unidades para producir un:

Nivel de conversión en tambor soaker

- temperatura de salida
- velocidad de flujo de un producto en particular
- viscosidad del producto
- **Planificación y Optimización** - Se puede ajustar y calibrar las condiciones operativas para brindar una herramienta en la planificación y optimización.

3.3. Caracterización de las corrientes

3.3.1. Alimentación El modelo viscorreductor rompe los cortes de alimentación, y aplica los valores calculados para la conversión y así, determinar el porcentaje de los rendimientos del producto.

El uso de un límite superior en el nivel de conversión ayuda para mantener la estabilidad del producto y se conoce como la conversión máxima. La siguiente tabla describe alimentación estándar y cortes de los productos utilizados en el interior del modelo.

Tabla 4. Características de los cortes productos

Corte	Nombre del Corte
C4	gas
C5 a 200 °C (392 °F)	gasolina
200 °C a 350 °C (662 °F)	gasoil
350 °C a 530 °C (986 °F)	gasoil de vacío (VGO)
530 °C+ (986 °F)	residuo

La eficacia de la unidad viscorreductora en la alimentación de crudo se calcula por su conversión. El modelo utiliza la definición de conversión para el viscorreductor, que es el rendimiento del volumen de líquido del corte C4 a 200 °C (392 °F), obtenida a partir de la fracción de alimentación de 530 °C (986 °F).

Para caracterizar la corriente de alimentación la información mínima requerida es la composición, flujo, densidad, contenido de asfaltenos y la viscosidad.

Tabla 5. Características de la Carga a la Unidad de Viscorreducción

Propiedad	Diseño
Residuo atmosférico, %P	41,94
Residuo de vacío, %P	58,06
Densidad Relativa	1,014
Viscosidad, cst 100°C	3064
Azufre, %P	2,46
V + Ni, ppm peso	619
CCR, %P	20,7
Asfaltenos nC5, %P	24,2
N, %P	0,644
Destilación	
PIE	325
10% vol	454
30% vol	561
50% vol	(616)

3.3.2. Corriente de los productos. Se realizan varias suposiciones para determinar los rendimientos de producto de la Unidad de Viscorreducción.

- La alimentación se supone que pasa a través de la unidad sin cambios debido a la velocidad de reacción, de baja constante de ebullición por debajo de gasoil 350 °C (662 °F).
- Composición del corte C4 es independiente de la conversión y de alimentación.
- Las velocidades de reacción y la descomposición de productos para los cortes desde 350 °C (662 °F) hasta 530 °C (986 °F) se supone que son diferentes. Estas pueden estar relacionados por un factor de severidad dependiendo de las proporciones relativas de las dos fracciones.

Los pasos siguientes describen el método utilizado para predecir el rendimiento del viscorreductor.

Tabla 6. Algoritmo para determinar Rendimiento en Viscorreductor

Paso	Descripción del Proceso
Proporciones en la corriente alimentación	Determina el corte en la corriente alimentación.
Cortes desde la alimentación	Cálculo de los cortes producidos a partir del corte 530°C (986 °F)
Corte Residuo	Residuo desde el corte residuo inicial
Cortes desde la corriente alimentación VGO	Calcula los cortes por el craqueo de los cortes desde 350 °C (662 °F) a 530 °C (986 °F) desde la corriente alimentación
Corriente Alimentación	Combina los cortes obtenidos desde el paso 2 and 3 para dar los productos totales.
Otros Componentes	Calcula otros componentes como asfáltenos y ácido sulfhídrico.

En forma general la Unidad de Viscorreducción² se encuentra diseñada para asegurar las reacciones de craqueamiento térmico a través del horno de la viscorreductora y del tambor soaker. Corriente abajo de la zona de tratamiento térmico: se dispone de una unidad fraccionadora, un despojador de residuo y una estabilizadora de gasolina los cuales permitirán la separación de los siguientes productos (referencia Anexo B):

- Un residuo viscorreducido 350°C +
- Un diesel viscorreducido 150-350°C
- Una gasolina viscorreducida C5-150°C
- Gases amargos

3.4. Condiciones operativas de la zona de tratamiento térmico

La tasa de flujo considerada para el diseño es 15750 BOPD y la carga de diseño está constituida por la mezcla de residuo atmosférico y residuos de vacío de los destilados, la cual es caracterizada según las siguientes características.

El objetivo de la viscorreducción no es necesariamente la producción de gasolina, pero si, obtener un mínimo rendimiento de fuel oil en función de la viscosidad especificada. Las variables más importantes son:

- Propiedades del stock de carga,
- Temperatura de craqueo
- Tiempo de residencia.

En general, un incremento en cualquier temperatura o tiempo de residencia resulta en un incremento en la severidad de la viscorreductora. El incremento en la severidad del craqueo, incrementa el rendimiento de gas y gasolina al mismo tiempo reduce la viscosidad del residuo craqueado. A condiciones severas de craqueo puede resultar un fuel oil inestable., esto es, un fuel oil que tenga un alto valor en el contenido de sedimentos bacilos y agua.

3.4.1. *Temperatura de transferencia y tiempo de residencia.* La temperatura de transferencia es la temperatura de la carga como esta sale del calentador, determinada conjuntamente con el tiempo de residencia de la carga en el calentador. A mayor temperatura y un tiempo de residencia prolongado, mayor será el grado de conversión y la baja de la cantidad y viscosidad del residuo craqueado.

La temperatura de transferencia es controlada por la razón de combustión del calentador; el tiempo de residencia depende del flujo volumétrico total a través del calentador, incluyendo ambos: aceite e inyección de vapor. Para producir un grado de conversión dado a gas más gasolina, indistintamente la temperatura o el tiempo pueden ser ajustados. En todo caso, experimentos han mostrado que, particularmente con alto "K" en el stock de carga, (UOP K de 12), el residuo craqueado. Parece ser decrecientemente estable cuando la severidad es incrementada, incrementándose la razón de coquizamiento en la planta y la razón de formación del precipitado sólido en el almacenamiento. La razón de coquizamiento y la posibilidad de producir fuel oil inestable se basan en el uso de razones de temperatura y tiempos de residencia que conduzcan a producir la conversión deseada. De esta manera, cuando la severidad es incrementada, más vapor deberá ser inyectado hacia el interior de los tubos de calentamiento para decrecer el tiempo de residencia y la temperatura será elevada para ganar conversión. El

incremento de vapor y consumo de combustible resultan en el incremento el costo de las utilidades.

El balance apropiado entre el tiempo de residencia y la temperatura pueden ser descubiertos por análisis del residuo craqueado y su tendencia a formar precipitado en el almacenamiento y por la razón de deposición de coque en el calentador, además por inspección de los tubos o por el incremento de la razón de calentamiento necesaria para producir una temperatura de transferencia dada con un flujo dado a través de los tubos.

3.4.2. Razón de quench. La mezcla (efluente del soaker + quench de residuo) se realiza tan cerca como sea posible de la válvula de control de presión de ángulo PV-208, corriente abajo del soaker, con lo cual se consigue minimizar los depósitos de coque a lo largo de la línea de transferencia.

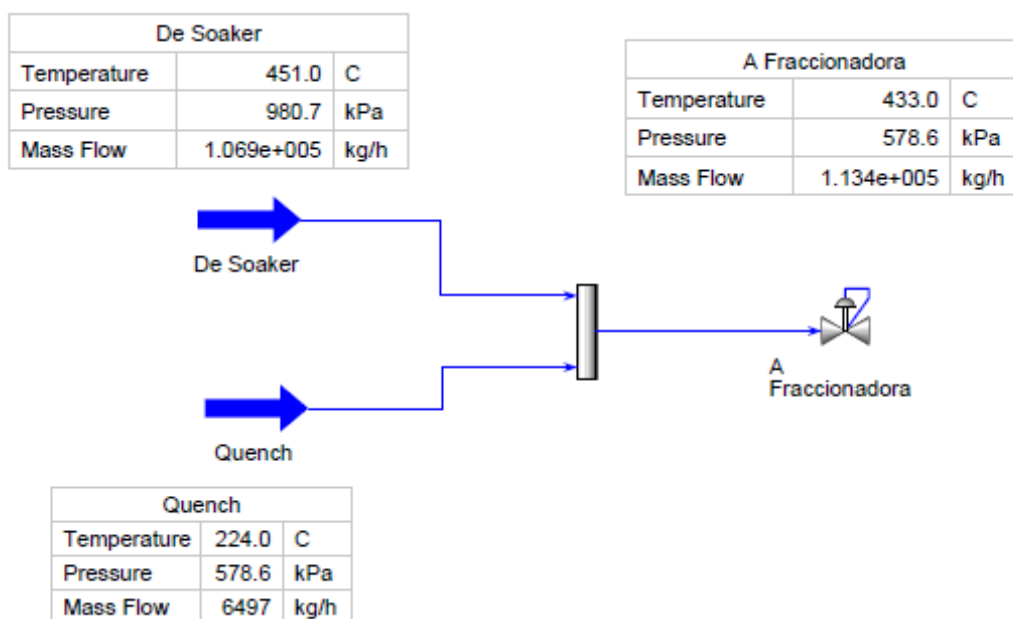


Figura 11. PFD – Recirculación del Quench

3.4.3. Operatividad de la carga. Las condiciones operativas y los rendimientos esperados de los productos vienen dados por las propiedades de la carga. Cargas con un bajo factor K son más fácilmente operables a la viscorreducción, que cargas con alto factor K. El alto factor K disminuye el rendimiento de gas más gasolina aumenta la viscosidad del residuo, e incrementa los sedimentos básicos y agua en el fuel oil a una temperatura de craqueo y tiempo de residencia dados.

3.4.4. Consideraciones en los parámetros de operación. Los parámetros de operación claves son la temperatura y el tiempo de residencia dentro de los tubos del serpentín de la zona de radiación del TV1-H1.

Cualquier incremento de una de estas dos variables debe conducir a una severidad en el procesamiento más alta. En particular, un incremento en el perfil de temperatura a través de la zona de radiación del TV1-H1 producirá más compuestos ligeros, un residuo de baja viscosidad, involucrando una menor cantidad de diluyente para cumplir con las especificaciones de pool de fuel oil. A la inversa, la estabilidad del residuo es empobrecida, la formación de coque es aumentada, conduciendo a un incremento en la frecuencia de los períodos de decoquizado del horno TV1-H1 de la viscorreductora.

Las mismas consideraciones son válidas para un incremento específico del tiempo de residencia del serpentín del horno, fácilmente obtenible con la disminución de la tasa de flujo de la carga fresca. Como una regla empírica podemos considerar, para la mayoría de los casos que la tasa de conversión es incrementada en 1% mientras se incrementa la temperatura de salida del horno TV1-H1 de 7 a 8 °C. Similarmente, una modificación en 10% de la tasa de flujo de la carga fresca puede ser compensada con un ajuste en el perfil de temperatura de aproximadamente 3 °C.

A continuación se presentan las condiciones de operación del Horno de la viscorreductora TV-H1.

Tabla 7. Condiciones de operación del horno TV1-H1

	Entrada	Salida
Presión, kg/cm ²	29.9 (SOR)	10
	32.9 (EOR)	10
Temperatura, °C	335 (SOR)	455
	337 (EOR)	470

Tasa de inyección de vapor = 0.5% P de la carga fresca (a la entrada de los serpentines).

La presión de operación actúa también linealmente sobre el tiempo de residencia, y por tanto en la conversión total. En las plantas provistas con soaker la presión de trabajo es escogida de tal manera que los cortes más ligeros están bajo el estado de vapor y salen rápidamente del área de reacción mientras que los cortes más pesados se mantienen en fase líquida.

Tabla 8. Características de los productos del tambor soaker TV1-V13

	Nafta	Diesel	Residuo
Cortes TBP	C5-150	150-350	350+
Densidad Relativa. 15/4°C	0.740	0.860	1.040
Azufre, %P	0.6	1.5	2.6
Mercaptano, ppm peso	3000-5000		
Nitrógeno, ppm peso	40	600	6600
No. de Bromo, g/100g	85	30	
RON claro	77		
Índice de cetano		40-42	
Viscosidad, cst 100°C		1.2	2200
Ni + V, ppm peso			750
CCR, %P			26
Asfaltenos nC5, %P			28.3

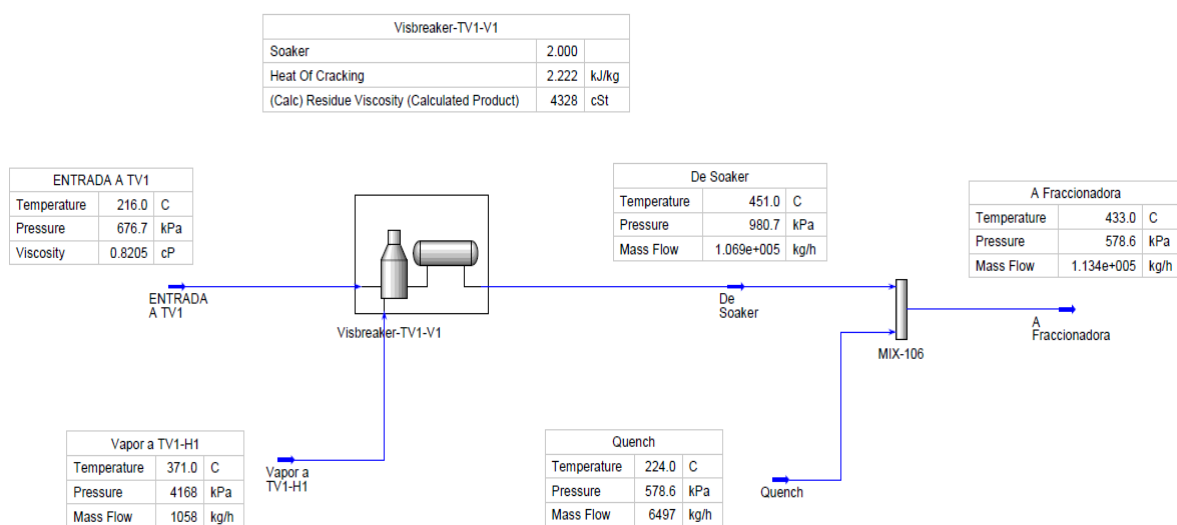


Figura 12. PFD – Sistema Viscorreductor TV1 y SoakerDrum TV1-V13

Las características de las corrientes Entrada a Viscorreductora TV1, A Fraccionadora se encuentran en los anexos

3.5. Condiciones operativas en la zona de fraccionamiento

Los cortes más ligeros obtenidos de la sección de reacción de la viscorreductora, así como el residuo viscorreducido deben ser separados dentro de la fraccionadora principal que opera como una torre primaria y es seguida aquí por un despojador de residuo.

Como una base usual, el comportamiento del fraccionamiento de la torre toma en cuenta las diferencias de temperatura entre el punto del 5% de la destilación ASTM del corte más pesado y el punto del 95% de la destilación del corte más ligero retirado exactamente arriba del primero. Cuando este valor de diferencia es positivo, el operador consigue una brecha (gap) entre estos cortes consecutivos. Cuando es negativo, estos son retirados de acuerdo a un traslape (overlap). Mientras mejor es el fraccionamiento entre estos dos cortes consecutivos, más bajo es su traslape, o más alta su brecha. Sin tomar en cuenta estos traslapes/brechas, las condiciones de operaciones de la torre concernida serán fijadas de acuerdo a los requerimientos de los productos.

Los puntos más importantes de control en estas 2 torres son:

- La temperatura
- La presión
- El patrón de flujo

Estos tres parámetros están entrelazados y se influyen mutuamente. Las temperaturas claves son aquellas relacionadas a la zona de expansión, a los platos de retiro lateral y los reflujos del tope. Los flujos significativos son los relacionados a la entrada de carga a la torre, retiros y reflujo.

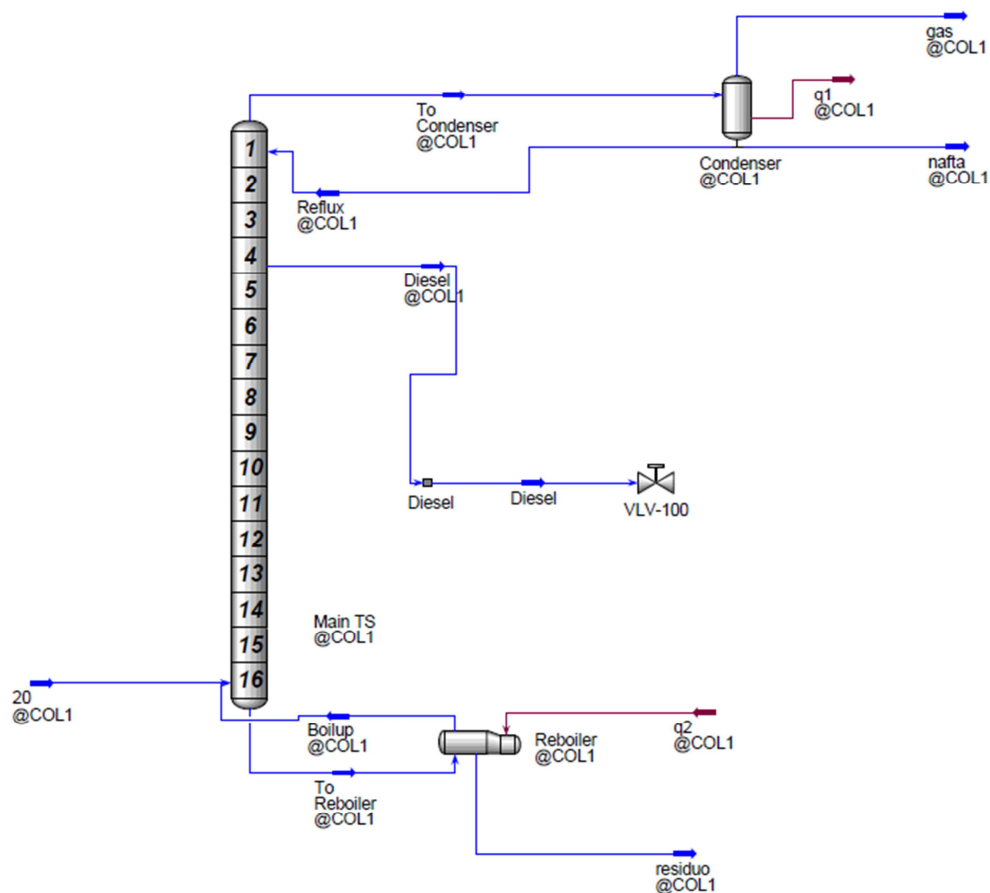


Figura 13. PFD – Sistema de fraccionamiento de crudo viscorreducido

3.5.1. Temperatura

3.5.1.1. Temperatura en la Zona de expansión. La temperatura de entrada de la carga es un parámetro que puede ser ajustado o modificado en alguna extensión del equipo con el uso de una corriente de quench de residuo (fraccionador principal) que es la temperatura más alta a través de la torre.

Cualquier ajuste en esta temperatura permite fijar la tasa de vaporización inicial. Sin embargo, con el fin de tomar en cuenta los rangos de ebullición requeridos de los cortes y el crecimiento de los depósitos de coque que ocurre en los platos de la zona de despojamiento y en el fondo de la torre, no debe sobrepasarse un límite máximo.

3.5.1.2. Temperatura en la Zona de Retiro. La temperatura de retiro es parcialmente función del reflujo interno local de la torre. El retiro es realizado en la torre donde el reflujo interno es consistente con el corte de retiro requerido. Como consecuencia, cualquier incremento de la tasa

3.5.1.3. Temperaturas de reflujo. La temperatura del domo del fraccionador principal es básicamente el punto de rocío del corte de gasolina de rango completo, a la presión de trabajo. Como se mencionó arriba, cualquier incremento de esta temperatura obtenido con una disminución en la tasa de reflujo, por ejemplo, conduciría a un incremento en el punto final de ebullición del corte de gasolina producido, posiblemente algo no deseado.



3.5.2. Tasas de flujo

3.5.2.1. Tasa De Entrada De Carga A La Torre.El flujo de diseño de la unidad ha sido fijado de acuerdo a las bases de diseño: por tanto, no puede ser cambiado más allá de un nivel mínimo (40% - 50%). Un flujo de carga muy alto traería tasas de vapor incrementadas, arrastre de compuestos pesados y consecuentemente un pobre perfil de separación. A la inversa, un flujo de carga muy bajo involucraría un contacto líquido-vapor insatisfactorio, esto es un fraccionamiento de cortes pobre o malo.

3.5.2.2. Flujos Del Reflujo.Reflujos del tope y circulantes consisten en retiros de existencias calientes seguidos por su enfriamiento y reinyección a las torres (el balance neto es así un retiro de calor).

El reflujo del tope genera una corriente interna fría que permite controlar la temperatura del domo de la torre y por tanto ajustar el punto de ebullición final de la gasolina sin estabilizar.

El reflujo circulante saca algo de calor sensible de la parte central de las torres, mejorando de esta manera el control de temperatura del retiro del corte concernido.

Un flujo demasiado grande de reflujo circulante conduciría a un pobre fraccionamiento ya que los platos concernidos, localizados dentro de los puntos de retiro y retorno trabajan más como elementos de transferencia de calor que como platos de contacto líquido-vapor.

3.5.2.3. Platos De Retiro.Cada retiro está provisto con un reflujo interno de la torre asociada. Cualquier tasa fijada de retiro, involucrará modificaciones en la composición de reflujo interno relacionada al plato.

Bajo un juego dado de condiciones de operación, el total de flujos de retiro es mantenido más o menos estable.Cualquier cambio de uno de ellos afectará el retiro localizado justamente abajo, a la inversa: un incremento muy grande en el superior puede conducir a hacer imposible conseguir el del inferior.

En cualquier sección definida por dos puntos de retiro consecutivos, bajo una corrida estable de la torre, la tasa de vapor incrementada de cualquier plato es igual a la suma de los flujos de retiros superiores añadidos con la tasa de reflujo interno bajando a este plato.

Cualquier incremento de reflujo interno, que mejora el nivel de fraccionamiento, es obtenido por el incremento acorde de la tasa de la fase de vapor que sube. Más aún, la tasa de reflujo interno en una sección dada puede ser también incrementada fijando más alta la correspondiente tasa de retiro inferior, lo cual mejorará el comportamiento del fraccionamiento, mientras que minimiza el posible cruce entre dos retiros consecutivos.

3.5.3. Presión. La presión fijada de las torres está establecida por el diseño del proceso.

Es aconsejable trabajar en la mínima presión, lo cual es un factor positivo con respecto al trabajo de fraccionamiento así como también al residuo de quench requerido en la entrada de carga al fraccionador principal y en la sección del fondo, específicamente.

A la inversa, la presión de trabajo de la torre es incrementada con:

- Flujos de carga más altos.
- Cargas más ligeras.
- Flujos de vapor del domo incrementados.
- El incremento de la presión del tambor de reflujo de la torre.

Por tanto, asumiendo una alimentación estable a la torre, sin importar su cantidad así como también su composición, las acciones adecuadas podrían ser:

- Fijar la presión de trabajo de la torre a su mínimo nivel consistente con el apropiado trabajo esperado de la torre, posiblemente bajando la presión en el tambor de reflujo.
- Incrementando el flujo de reflujo del domo.

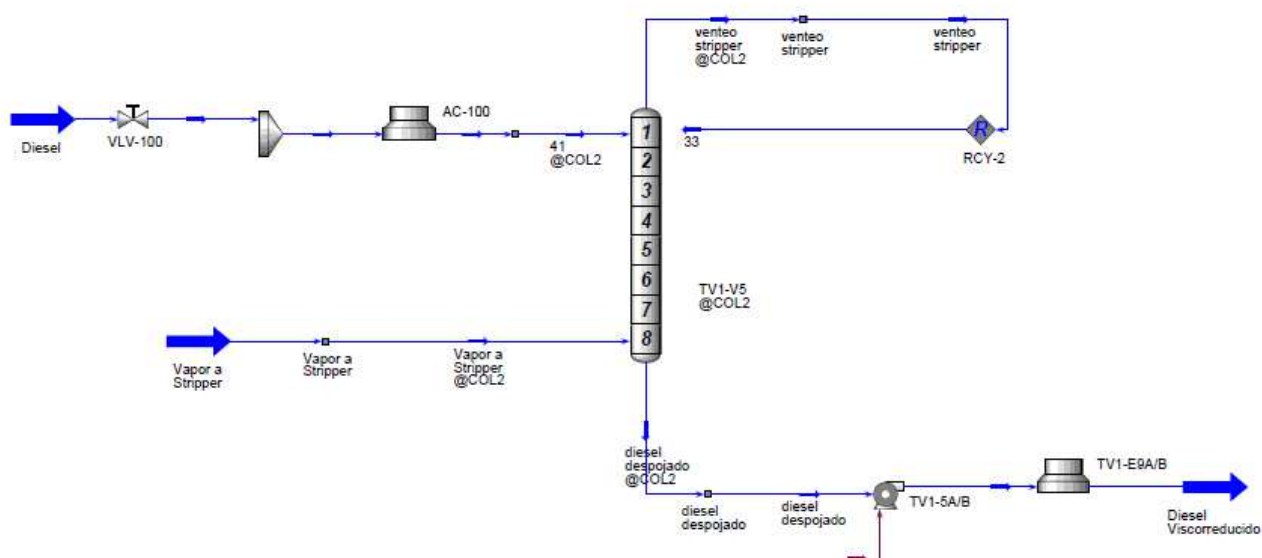


Figura 15. PFD – Tratamiento de diesel viscorreducido

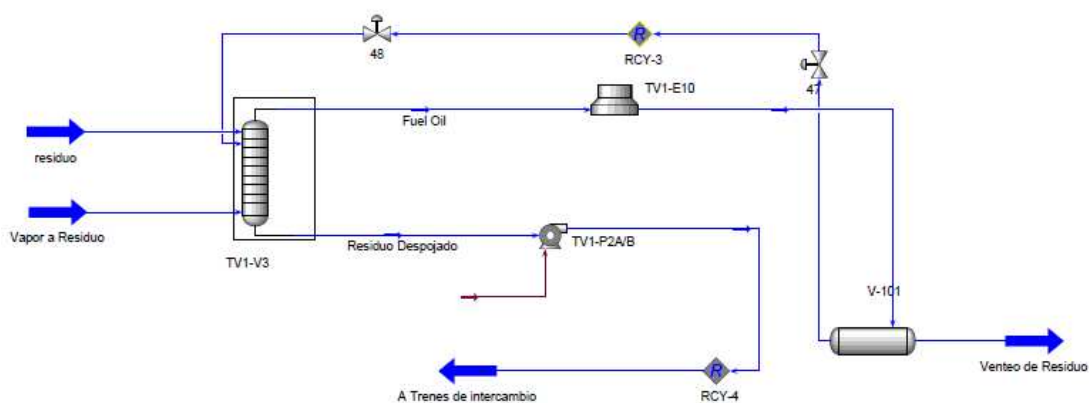


Figura 16. PFD – Tratamiento de Residuo Viscorreducido

3.6. Condiciones de servicios auxiliares

3.6.1. *Propiedades físicas del vapor de utilidades*

Tabla 9. Propiedades físicas Vapor de Utilidades

Vapor de media presión (producido dentro de la planta)	
Presión,	11 kg/cm ² g
Temperatura	187 °C

3.6.2. *Propiedades físicas del condensado*

Tabla 10. Propiedades físicas Sistemas de Retorno de Condensado

Identificación Sistema	Presión en Límite de Batería de Áreas de Proceso (kg/cm ² g)
HP	4.5
MP	4.5
LP	1.75
Condensado de condensador de Superficie	6.65 (líquido)

3.6.3. *Propiedades físicas del agua de calderas*

Tabla 11. Propiedades físicas agua de calderas

Identificación Sistema	Presión en Límite de Batería (kg/cm ² g) de Áreas de Proceso			Temperatura (°C)	
	Mínimo	Normal	Diseño	Normal	Diseño
BFW	57.1	71.4	75.5	147	190

3.6.4. *Propiedades físicas del agua de refrigeración*

Tabla 12. Propiedades físicas agua de refrigeración

Condición	Valor
Presión de Suministro (kg/cm ² g) a Areas de Proceso a EL.0	4.2
Presión de Retorno (kg/cm ² g) de Areas de Proceso a EL.0	1.7
Factor de Ensuciamiento	0.0002 m ² hr °C/Kcal
Temperatura de Suministro (°C)	35
Temperatura de Retorno máx. (°C)	48
Presión de Diseño (kg/cm ² g)	7
Temperatura de Diseño (°C)	65
Temperatura de Bulbo Húmero para diseño de la Torre de Refrigeración (°C)	30.6

3.6.5. *Propiedades físicas del agua atemperada*

Tabla 13. Propiedades físicas del agua atemperada

Condición	Valor
Presión kg/cm ² (g)	4.6
Temperatura de entrada	66 °C
Temperatura de salida	88 °C

3.6.6. *Propiedades físicas del fuel-gas*

Tabla 14. Composición Fuel-Gas Normal

Composición	(% Volumen)
H₂O:	0,7
O₂:	48 ppm
N₂:	1,9
CO:	0,4
H₂S:	32 ppm
H₂:	1,0
C₁:	12,7
C₂⁻:	3,5
C₂:	9,0
C₃⁻:	1,6
C₃:	3,9
C₄⁻:	1,0
iC₄:	1,0
nC₄:	1,8
C₅⁻:	0,2
iC₅:	0,2
nC₅:	0,4
C⁶⁺:	0,7

Tabla 15. Propiedades Físicas del Fuel Gas

Condición	Valor
Poder Calorífico Inferior (kcal/kg)	12235
Presión de Suministro (kg/cm ² g)	3,5
Temperatura de Suministro (°C)	45
Presión de Diseño (kg/cm ² g)	5,3
Temperatura de Diseño (°C)	93

3.6.7. *Propiedades físicas del aire*

Aire de Planta (AP)

Presión de suministro (kg/cm ² g):	6,7
Temperatura de Suministro (°C):	43
Presión de diseño (kg/cm ² g):	9,8
Temperatura de Diseño (°C):	68

Aire de Instrumentos (IA)

Calidad: Aire seco y libre de aceite

Presión de suministro (kg/cm ² g)	6,7
Temperatura de suministro (°C)	43
Presión de diseño (kg/cm ² g)	9,8
Temperatura de diseño (°C)	68

3.6.8. *Nitrógeno*

Pureza:	99,95
Presión de Operación (kg/cm ² g):	8
Temperatura de Operación (°C)	Ambiente
Presión de Diseño (kg/cm ² g):	11
Temperatura de Diseño (°C)	49

3.6.9. Características de la Energía Eléctrica Utilizada

Tabla 16. Características de la Energía Eléctrica Utilizada

Rango KW					
	Desde	Hasta	Tensión Nominal	Fases	Frecuencia Hz
Motores	-	3/4	200/460	1/3	60
	1	150 (1)	460	3	60
	151	3000	4000	3	60
Instrumentos			125	1	60
Alumbrado			208/120	3 fases 4 hilos	60
Generación en Refinería			13200	3	60

4. CÁLCULOS Y RESULTADOS

La simulación de la Unidad de Viscorreducción se ha desarrollado, como una herramienta para modificar las condiciones de operación de los diferentes equipos pertenecientes al proceso de viscorreducción y así, predecir los componentes en las corrientes producidas dentro del sistema. De la simulación realizada se obtienen cortes de nafta y fuel oil, obtenidos principalmente en el lecho del horno TV1-H1 y el tambor Soaker TV1-V13. Del diseño original del sistema se tienen los siguientes porcentajes de componentes producidos:

Tabla 17. Rendimiento según condiciones de diseño

Componente	%
H2	0,03
H2S + NH3	0,25
C1	0,27
C2	0,35
C3	0,55
C4	0,75
C5-75	1,20
75-150	2,50
150-350	11,60
350+	82,50

Fuente: UOP, VisbreakingProcess, para la Corporación Estatal Petrolera Ecuatoriana. 1982, Esmeraldas

Los rendimientos estimados según la simulación de la Unidad de Viscorreducción 2 son los siguientes:

Tabla 18. Rendimiento según condiciones de simulación

Componente	%
H2S	0,07
C2-	0,42
C3	0,45
C4	0,46

Continuación Tabla 18.

C5 - 200 C	4,45
200 - 350 C	9,41
350 – 530 C	24,7
350 - 816 C	28,26
Asfaltenos	31,66

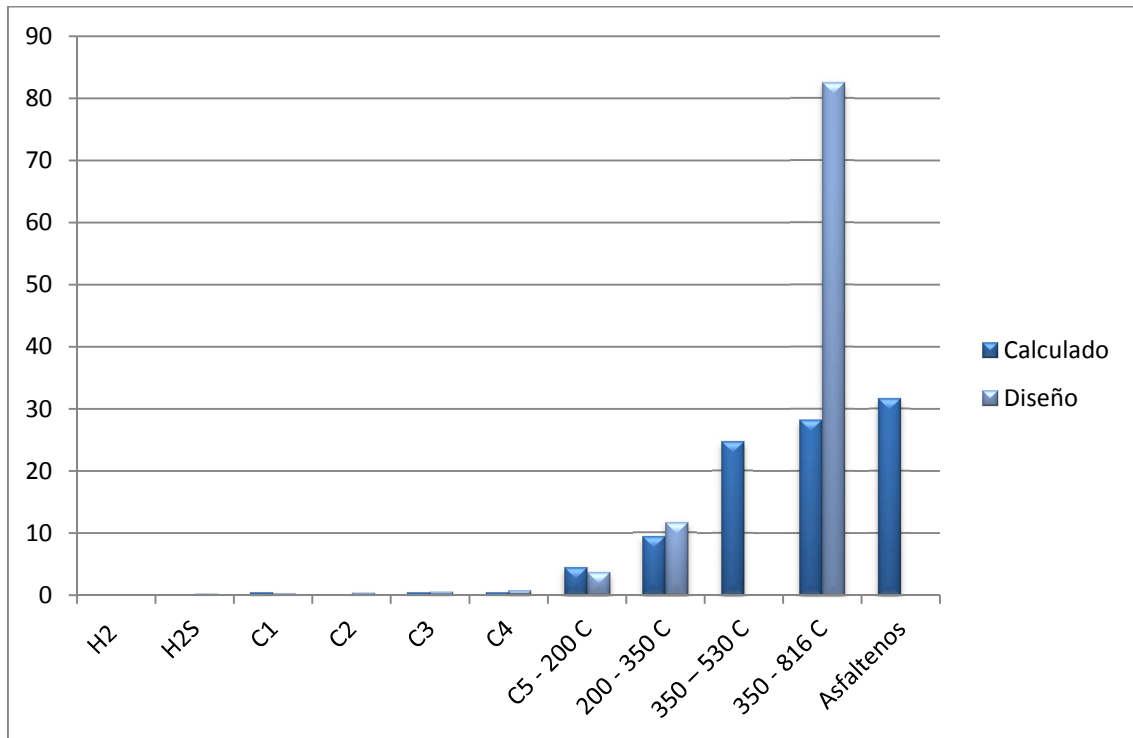


Gráfico 1. Conversión en la Unidad de Viscorreducción 2

De los resultados mostrados en la Tabla 21 y Tabla 22 se realiza una comparativa mediante la Gráfica 1, en las cuales se puede evidenciar la semejanza de los valores calculados a partir de la simulación y los valores disponibles del diseño.

Tabla 19. Errores entre valores calculados y de diseño

C1	-55,56%
C3	18,18%
C4	38,67%
C5 - 350 C	-20,27%
350 C	-2,57%

Se analizó el proceso de viscorreducción en función de la temperatura y verificó la producción de naftas, gasoil, gas y residuo.

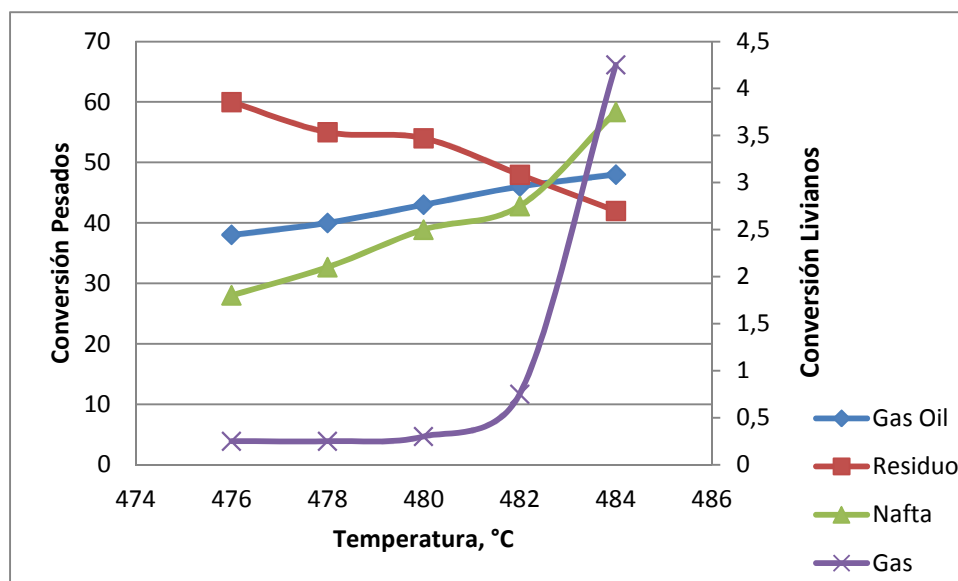


Gráfico 2. Severidad de Viscorreductor TV1 en función de la temperatura

Además, se tiene un resumen de propiedades físicas de los principales productos obtenidos del craqueo térmico a partir de la carga inicial a la Unidad:

Tabla 20. Propiedades físicas de los productos

	NAFTA	DIESEL	RESIDUO
Cortes TBP	C5-150	150-350	350+
Densidad Relativa. 15/4°C	0.740	0.860	1.040
Azufre, %P	0.6	1.5	2.6
Nitrógeno, ppm peso	40	600	6600
RON claro	77		
Viscosidad, cst 100°C		40-42	2200
Ni + V, ppm peso		1.2	750
CCR, %P			26
Asfaltenos nC5, %P			28.3

En el desarrollo de la simulación se utilizó valores referenciales de las condiciones de operación, que normalmente se tienen en los equipos y sistemas de la planta de viscorreducción.

Tabla 21. Principales condiciones de operación

	P, kg/cm²	T, °C
Residuo atmosférico	5,9	210
Residuo de vacío	5,9	221
Residuo viscorreducido con diluyente	5	75
Diesel viscorreducido	5,7	52
Gasolina	7	43
Gas de fraccionadora (1)	4,2	48
Gas de estabilizadora (1)	15,7	48

Con datos obtenidos de la simulación de la zona de reacción, se tiene la variación de la viscosidad del liquido en el Gráfico 3 y la variación de la densidad del fluido liquido desde la entrada del horno (sección 1) hasta el punto de descarga tambor soaker (sección 100).

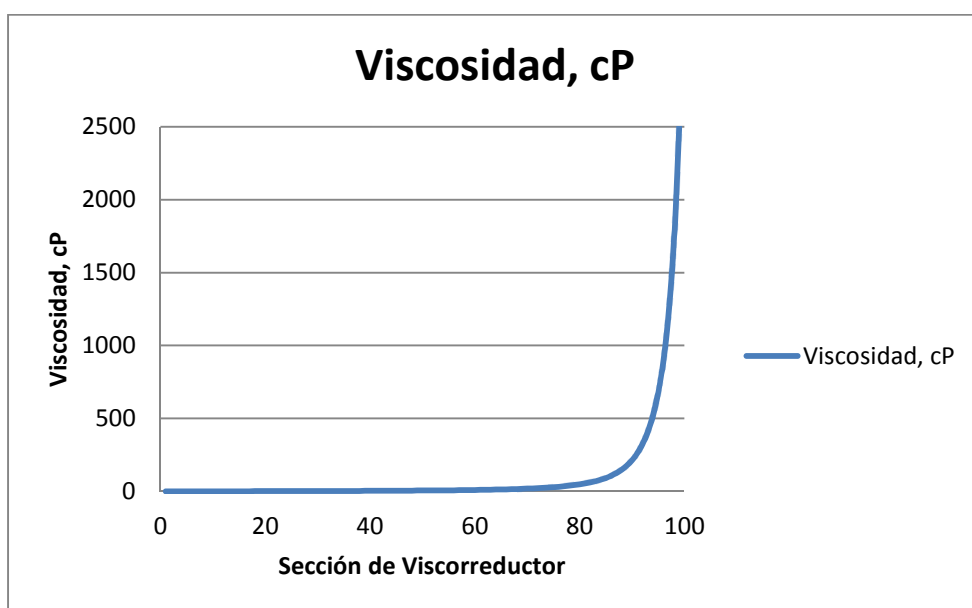


Gráfico 3. Variación de viscosidad en zona de reacción

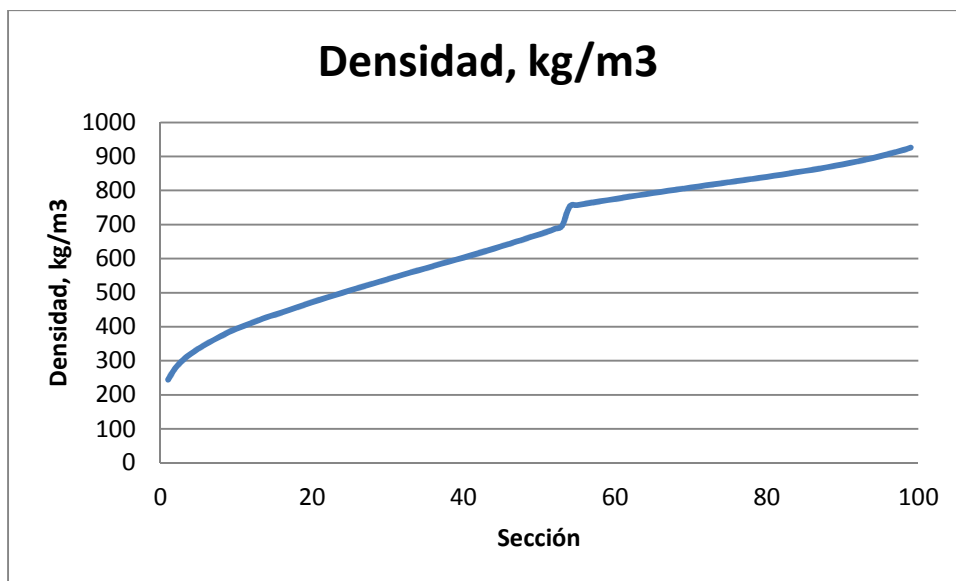


Gráfico 4. Variación de densidad en zona de reacción

Las condiciones operativas fijadas en la simulación son en base a los datos de diseño disponibles, la condiciones a las salidas de los principales equipo difieren tal y como se muestra en la tabla a continuación, debido a las consideraciones técnicas.

Tabla 22. Condiciones operativas de diseño y calculadas

	Diseño		Simulación	
	P, kg/cm ²	T, °C	P, kg/cm ²	T, °C
Residuo atmosférico	5,9	210	5,9	230
Residuo de vacío	5,9	221	5,9	230
Residuo viscorreducido con diluyente	5	75	5	-
Diesel viscorreducido	5,7	52	5,7	70
Gasolina	7	43	7	70
Gas de fraccionadora (1)	4,2	48	3,9	70
Gas de estabilizadora (1)	15,7	48	14	70

5. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y DISCUSIÓN

5.1. Análisis de Resultados

- Los resultados obtenidos a partir de la simulación realizada se ajusta a los valores de diseño de los productos del horno-tambor soaker, ajustándose con un error del 3% para el viscorreducido el cual es el principal producto de la Unidad. Los resultados de los productos obtenidos en la simulación para el caso de naftas, (corte C5-350 °C) tienen un error en defecto del 20% y para los cortes de diesel (corte 200 °C-350 °C) tiene un error del 19%, debido al numero de puntos de destilación de la curva TBP usada para caracterizar la corriente de entrada.
- Los resultados de la composición obtenida en el simulador es mas detallada que la composición de los productos de diseño del conjunto TV1-H1 y TV1-V13. De acuerdo, al uso de una corriente de entrada desarrollada en el laboratorio de refinería del simulador, las corrientes de los productos obtenidos disponen de las mismas características especificadas, según las variaciones producidas en la conversión, tales como: contenido de azufre y asfaltenos.

5.2. Discusión

- La caracterización de la corriente de entrada, compuesta por la mezcla de los fondos de destilación atmosférica y de vacío, se realizó considerando la matriz de laboratorio para generar corrientes de refinería. Los datos disponibles de un ensayo TBP. La especificación de los equipos se realizó de acuerdo a los datos de diseño disponibles en planta, en algunos casos se utilizó consideraciones técnicas para complementar la especificación del equipo dentro del simulador, las cuales son obtenidas por relaciones empíricas del tipo y tamaño del equipo. El ajuste de la simulación se realiza en función de las condiciones de diseño, para luego ser actualizado según las variaciones obtenidas con los datos operativos, la variación de las características de la composición de la corriente de entrada en una variable critica en el proceso, ya que según la composición el simulador define la conversión de los productos.

6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1. Conclusiones

- La producción de nafta, fuel oil y residuo viscorreducido se relaciona directamente a las condiciones operativas del horno TV1-H1 y el tambor soaker TV1-V13, en el simulador se puede variar la conversión requerida de productos ya sea, aumentando la temperatura y disminuyendo el tiempo de residencia dentro del sistema, el cual es aplicable para realizar un análisis de dimensionamiento de equipos. Además, en el caso de validación de los equipos existentes dentro de una planta se puede variar la temperatura a fin de conseguir la conversión manteniendo el tiempo de residencia de diseño del sistema viscorreductor. Así, se pueden obtener los mismos productos variando la relación de las variables antes mencionadas del viscorreductor dentro del simulador.
- Las características de la carga de alimentación es un factor que limita el rendimiento de productos ligeros, como gasolina y diesel viscorreducido, el simulador calcula la conversión realizada en función volumen de hidrocarburos en el corte C4 - 200 °C obtenidos a partir del corte de temperatura de ebullición 530 °C. El simulador no puede trabajar con una conversión mayor al 15% de volumen de líquido convertido al corte C4 - 200 °C. Por lo cual se concluye que la carga de alimentación define preliminarmente la conversión del viscorreductor.
- Al incrementar la temperatura a la que se realiza el craqueo térmico se consigue un porcentaje ligeramente mayor de conversión, 1,8% de nafta a 476 °C – 3,5% de nafta a 484 °C, la cual esta limitada a aproximadamente 480 °C, ya que, sobre esta temperatura se inicia la conversión de los hidrocarburos mas pesados a coke, 1,1% de coke a 476 °C – 6,3 % de coke a 484 °C, el craqueo térmico sobre este valor generaría una película de coke que afectaría enormemente al desarrollo de las reacciones dentro de las paredes internas de estos dos equipos, el valor del espesor de la capa de coke deberá ser corregido en el simulador a fin de ajustar de mejor manera la cantidad de energía transferida dentro del horno del viscorreductor, de manera predeterminada el simulador adopta 3mm de cantidad de coke.

- Aumentando la conversión en función de la temperatura, se ha aumentado la inestabilidad del residuo viscorreducido, lo cual se evidencia en la planta en el almacenamiento del residuo se aumenta la tendencia a generar betunes en los tanques de almacenamiento. Dentro de un rango de análisis (Gráfico 2) en el entorno de la simulación se valora el efecto de la variación de productos de nafta y diesel como productos de mayor valor económico.
- El principal objetivo de enviar los fondos de destilación atmosférica y de vacío, a la unidad de viscorreducción es mejorar las características del residuo que requerirá menos disolventes para poder ser comercializado, y a la vez aprovechar la producción de cortes ligeros que se venderían como fuel oil pesado. Se concluye además que se puede generar diferentes mezclas, especificando una corriente de mezcla a la entrada en el simulador con el objetivo de analizar el rendimiento de las diferentes mezclas.

6.2. Recomendaciones

- El ajuste de las condiciones operativas de la simulación, se ha realizado según las condiciones de diseño de la planta, al hacer uso de esta herramienta en el análisis de la Unidad de Viscorreducción 2 de la Refinería Estatal de Esmeraldas, se deberá corregir las condiciones operativas, incluida la caracterización de la mezcla de la corriente de entrada para ajustar los valores resultantes.
- Se recomienda integrar en una misma simulación la Unidad de Viscorreducción 1 y la simulación perteneciente a este Trabajo de Grado para generar datos reales y así, optimizar las cargas de entrada en función de sus características de cada unidad y según las condiciones actuales de operación del sistema.
- Se recomienda integrar en una simulación el sistema de destilación atmosférica y de destilación de vacío, para verificar la cantidad de productos obtenidos a partir de las corrientes que ingresan al tratamiento térmico en la Unidad de Viscorreducción 2 de la Refinería Estatal de Esmeraldas.
- Se recomienda realizar la simulación dinámica de la Unidad de Viscorreducción 1 y 2.

CITAS BIBLIOGRÁFICAS

1. TORRES R., Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo, México, Dirección de Publicaciones, 2002, p 58.
2. Ibíd. (1), p 62.
3. MEYER R., Handbook of Petroleum Refining Processes, Tercera Edición, Capítulo 13.3, 2005 Washington, .p 707.
4. REFINERIA ESTATAL DE ESMERALDAS. Manual de Operación de la Unidad de Viscosreducción 2 de la Refinería Estatal de Esmeraldas. 1982, Esmeraldas. p. 110

BIBLIOGRAFÍA

CALLE L., Química y Características del Petróleo y Productos Básicos, Quito – Ecuador, 2004.

MEYER R., Handbook of Petroleum Refining Processes, Tercera Edición, Capítulo 13.3.1998, New York.

Gas Processors Suppliers Association (GPSA), Engineering Data Book, FPS Version, 11th Edition, Tulsa - Oklahoma, 1998.

GEANKOPLIS C. J., PROCESOS DE TRANSPORTE Y OPERACIONES UNITARIAS, Ed. CECSA, Tercera Edición, México, 1995, 1008 p.

NELSON W. L., Refinación de Petróleos, Traducido de la tercera edición, Barcelona, Editorial Reverte S.A., 1958.

ROBINSON P., Petroleum Processing Overview, Texas, 2003

TORRES R., Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo, México, Dirección de Publicaciones, 2002.

UOP, VisbreakingProcess, para la Corporación Estatal Petrolera Ecuatoriana. 1982, Esmeraldas

WATKINS R. N., Petroleum Refinery Distillation, Ed. Gulf Publishing Company, 2da. ed., Houston, Texas, 1979.

WAUQUIER J. P., El Refino de Petróleo, Ed. Díaz de Santos, Madrid, Fundación Repsol YPF, 2004.

WUITHIER P., El Petróleo, Refino y Tratamiento Químico, Traducido de la primera edición en Francés, Madrid, Ediciones CEPESA S.A., 1971.

ANEXOS

Anexo A. Propiedades Básicas de los Componentes Hipotéticos

Hypo Group Controls							
Group Name	RESIDUO Hypos			Estimation Methods...		Clone Library Comps...	
Component Class	Hydrocarbon			Estimate Unknown Props		Documentation...	
Name	NBP [C]	MW	Liq Density [kg/m3]	Tc [C]	Pc [kPa]	Vc [m3/kgmole]	Acentricity
NBP[0]338*	338.24	287.97	859.91	507.27	1424.62	1.0197	0.8256
NBP[0]352*	351.91	294.62	862.40	517.94	1347.36	1.0809	0.8645
NBP[0]366*	365.59	308.79	867.66	529.54	1288.49	1.1354	0.8998
NBP[0]379*	379.26	325.54	873.98	541.49	1237.93	1.1885	0.9325
NBP[0]393*	392.93	340.50	879.95	553.26	1188.22	1.2448	0.9652
NBP[0]407*	406.62	357.94	885.91	565.00	1140.81	1.3034	0.9974
NBP[0]420*	420.26	378.03	891.80	576.66	1095.68	1.3641	1.0291
NBP[0]441*	441.20	409.40	900.55	594.37	1029.36	1.4632	1.0773
NBP[0]469*	469.24	450.79	911.70	617.75	945.69	1.6082	1.1410
NBP[0]498*	498.28	494.84	922.14	641.39	863.15	1.7780	1.2067
NBP[0]524*	523.52	530.76	928.69	660.79	789.05	1.9559	1.2667
NBP[0]550*	550.35	565.05	935.66	681.30	717.32	2.1645	1.3289
NBP[0]582*	581.95	613.79	948.13	707.16	654.08	2.3999	1.3925
NBP[0]610*	610.01	665.74	959.88	730.38	604.98	2.6218	1.4457
NBP[0]634*	633.73	711.40	969.19	749.71	564.98	2.8307	1.4903
NBP[0]691*	690.80	812.66	989.77	795.30	475.55	3.4257	1.5961
NBP[0]748*	748.36	913.25	1009.36	840.65	397.52	4.1721	1.6982

Anexo B. Distribución de cortes de crudo según número de carbonos

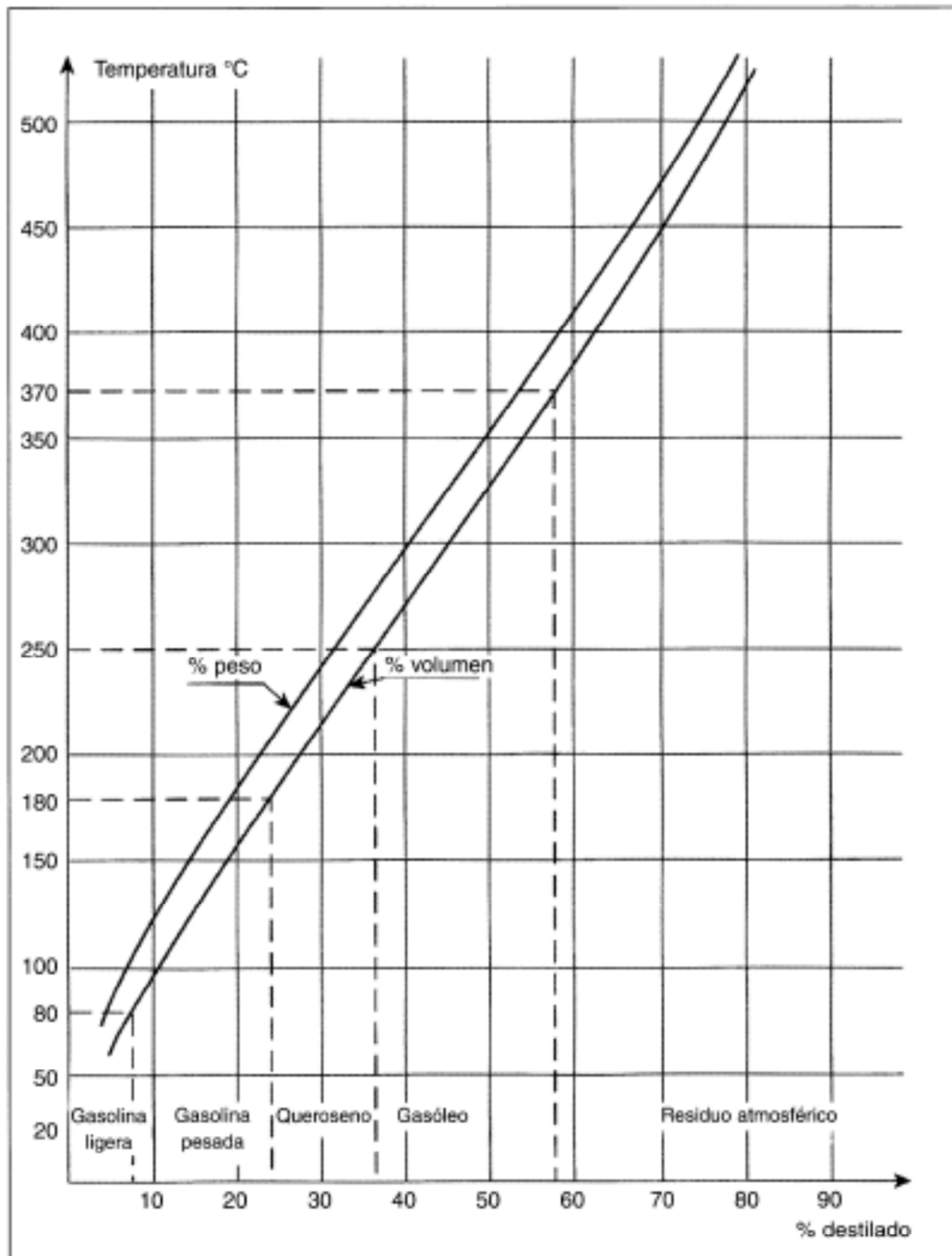
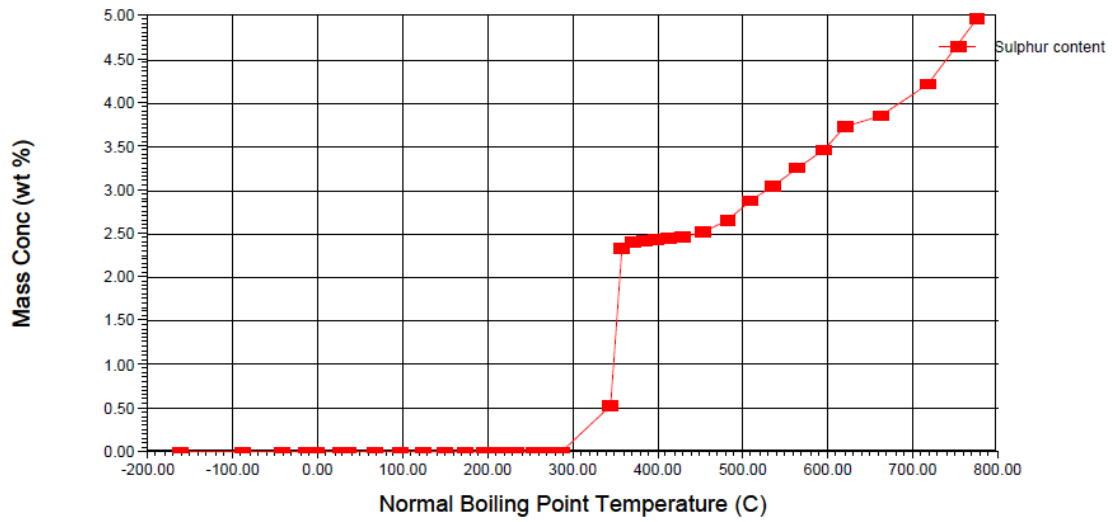


Figura 8.4. Destilación TBP de un crudo Arabian Light.

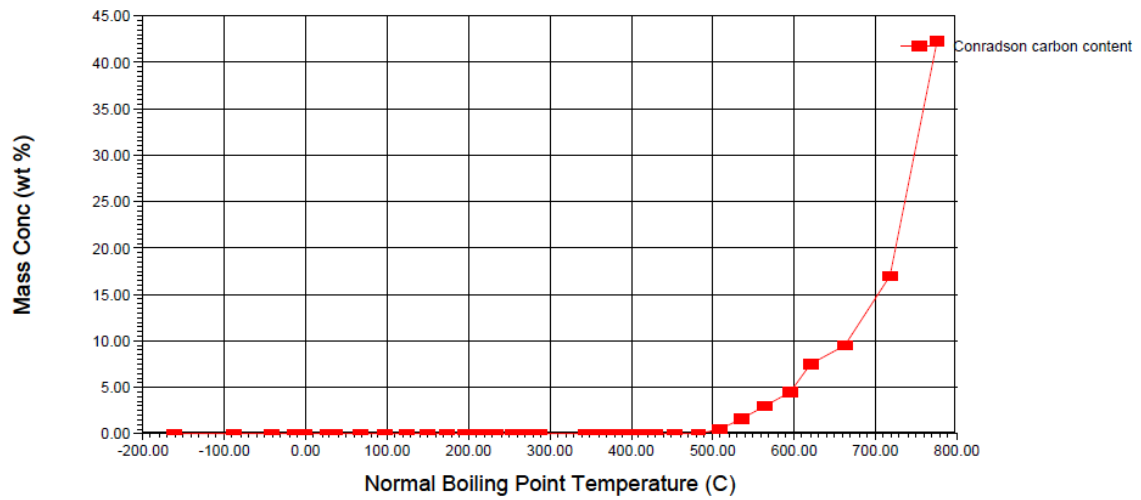
Fuente: WATKINS R. N., Petroleum Refinery Distillation, Ed. Gulf Publishing Company, 2da. ed., Houston, Texas, 1979.

Anexo C. Propiedades de la corriente de Alimentación al Sistema de Viscorreducción

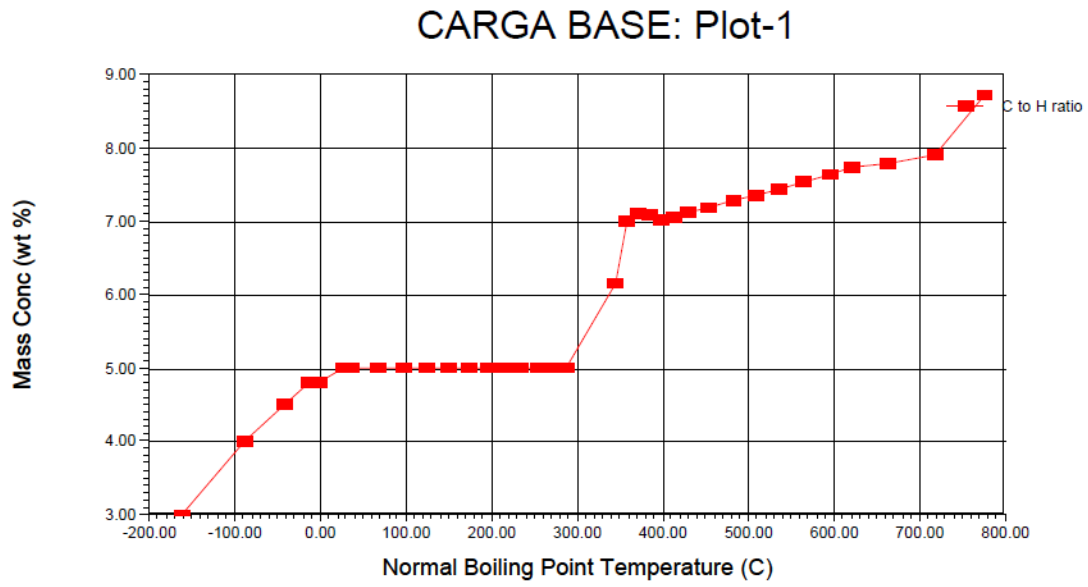
CARGA BASE: Plot-1



CARGA BASE: Plot-1



Anexo C. Propiedades de la corriente de Alimentación al Sistema de Viscorreducción
(Continuación)



Anexo D. Propiedades de la Corriente de Descarga del Viscosorreductor TV1

Material Stream: De Soaker	Fluid Package: Basis-1
	Property Package: Peng Robinson

CONDITIONS

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	0.2509	0.2509			
Temperature: (C)	451.0	451.0			
Pressure: (kPa)	980.7	980.7			
Molar Flow (kgmole/h)	398.8	100.1			
Mass Flow (kg/h)	1.069e+005	1.301e+004			
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	116.0	14.82			
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.004e+005	-2.114e+005			
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	1087	641.5			
Heat Flow (kJ/h)	-1.198e+008	-2.116e+007			
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	115.9	14.51			

PROPERTIES

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	0.2509	0.2509	0.7491		
Temperature: (C)	451.0	451.0	451.0		
Pressure: (kPa)	980.7	980.7	980.7		
Actual Volume Flow (m3/h)	709.4	546.8	162.6		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1121	-1626	-1051		
Mass Entropy (kJ/kg-C)	4.056	4.934	3.935		
Molecular Weight	268.0	130.0	314.2		
Molar Density (kgmole/m3)	0.5622	0.1830	1.838		
Mass Density (kg/m3)	150.7	23.80	577.4		
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	921.3	878.2	927.6		
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	922.2	897.1	925.8		
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	893.8	397.8	1060		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.335	3.059	3.373		
Thermal Conductivity (W/m-K)	---	4.028e-002	8.067e-002		
Viscosity (cP)	---	1.477e-002	0.1621		
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	4.364		
Z Factor	---	0.8900	8.864e-002		
Molar Vapour Fraction	0.2509	0.2509	0.7491		
Mass Vapour Fraction	0.1217	0.1217	0.8783		
Volume Vapour Fraction	0.1277	0.1277	0.8723		
Molar Volume (m3/kgmole)	1.779	5.464	0.5442		
Actual Gas Flow (ACT_m3/h)	---	546.8	---		
Actual Liquid Flow (m3/s)	4.516e-002	---	4.516e-002		
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	9430	2366	7064		
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	115.9	14.51	101.4		
Watson K	11.59	11.90	11.56		
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.6205	0.2808		
Cp/Cv	1.009	1.040	1.008		
Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	---	---		
Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---	---		
Liquid Fraction	0.7491	0.0000	1.000		
Partial Pressure (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000		

Anexo D. Propiedades de la Corriente de Descarga del Viscosreductor TV1 (Continuación)

COMPOSITION

Overall Phase					Vapour Fraction	0.2509
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0571	0.0001	0.9153	0.0000	0.0031	0.0000
Ethane	0.0381	0.0001	1.1447	0.0000	0.0032	0.0000
Propane	0.0403	0.0001	1.7752	0.0000	0.0035	0.0000
i-Butane	0.0130	0.0000	0.7560	0.0000	0.0013	0.0000
n-Butane	0.0130	0.0000	0.7562	0.0000	0.0013	0.0000
i-Pentane	0.1404	0.0004	10.1273	0.0001	0.0162	0.0001

COMPOSITION

Overall Phase (continued)					Vapour Fraction	0.2509
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
n-Pentane	0.1125	0.0003	8.1204	0.0001	0.0129	0.0001
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C11	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C12	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C13	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C14	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C15	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C16	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	57.2687	0.1436	1031.7012	0.0097	1.0338	0.0089
NBP[0]338*	220.8297	0.5537	47838.9742	0.4476	55.6700	0.4799
NBP[0]352*	16.1404	0.0405	4552.7670	0.0426	5.0857	0.0438
NBP[0]366*	9.4308	0.0236	2815.3119	0.0263	3.1388	0.0271
NBP[0]379*	5.9092	0.0148	1859.2202	0.0174	2.0633	0.0178
NBP[0]393*	4.8665	0.0122	1606.1916	0.0150	1.7714	0.0153
NBP[0]407*	5.5503	0.0139	1937.6262	0.0181	2.1205	0.0183
NBP[0]420*	7.7514	0.0194	2845.3072	0.0266	3.0944	0.0267
NBP[0]441*	10.5766	0.0265	4190.9455	0.0392	4.5190	0.0390
NBP[0]469*	9.9561	0.0250	4333.0386	0.0405	4.6291	0.0399
NBP[0]498*	7.5306	0.0189	3610.1498	0.0338	3.8076	0.0328
NBP[0]524*	7.3758	0.0185	3862.3297	0.0361	4.0176	0.0346
NBP[0]550*	8.9716	0.0225	5131.0009	0.0480	5.2527	0.0453
NBP[0]582*	6.6804	0.0168	4223.3959	0.0395	4.2341	0.0365
NBP[0]610*	4.2248	0.0106	2883.5259	0.0270	2.8130	0.0242
NBP[0]634*	4.8631	0.0122	3589.7460	0.0336	3.4273	0.0295
NBP[0]691*	3.8489	0.0097	3417.8946	0.0320	3.2003	0.0276
NBP[0]748*	6.6388	0.0166	7124.4685	0.0667	6.0924	0.0525
Total	398.8280	1.0000	106877.1900	1.0000	116.0124	1.0000

Anexo D. Propiedades de la Corriente de Descarga del Viscorreductor TV1
(Continuación)

Vapour Phase					Phase Fraction 0.2509	
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0496	0.0005	0.7963	0.0001	0.0027	0.0002
Ethane	0.0319	0.0003	0.9578	0.0001	0.0027	0.0002
Propane	0.0325	0.0003	1.4310	0.0001	0.0028	0.0002
i-Butane	0.0101	0.0001	0.5888	0.0000	0.0010	0.0001
n-Butane	0.0100	0.0001	0.5829	0.0000	0.0010	0.0001
i-Pentane	0.1036	0.0010	7.4726	0.0006	0.0120	0.0008
n-Pentane	0.0827	0.0008	5.9677	0.0005	0.0095	0.0006
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C11	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C12	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C13	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C14	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C15	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C16	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	48.4840	0.4845	873.4440	0.0671	0.8752	0.0591

COMPOSITION

Vapour Phase (continued)					Phase Fraction 0.2509	
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
NBP[0]338*	42.8610	0.4283	9285.1003	0.7136	10.8050	0.7293
NBP[0]352*	2.7541	0.0275	776.8653	0.0597	0.8678	0.0586
NBP[0]366*	1.4124	0.0141	421.6437	0.0324	0.4701	0.0317
NBP[0]379*	0.7724	0.0077	243.0253	0.0187	0.2697	0.0182
NBP[0]393*	0.5519	0.0055	182.1725	0.0140	0.2009	0.0136
NBP[0]407*	0.5428	0.0054	189.4960	0.0146	0.2074	0.0140
NBP[0]420*	0.6504	0.0065	238.7350	0.0183	0.2596	0.0175
NBP[0]441*	0.6936	0.0069	274.8206	0.0211	0.2963	0.0200
NBP[0]469*	0.4584	0.0046	199.5041	0.0153	0.2131	0.0144
NBP[0]498*	0.2316	0.0023	111.0173	0.0085	0.1171	0.0079
NBP[0]524*	0.1537	0.0015	80.5105	0.0062	0.0837	0.0057
NBP[0]550*	0.1088	0.0011	62.2003	0.0048	0.0637	0.0043
NBP[0]582*	0.0465	0.0005	29.4017	0.0023	0.0295	0.0020
NBP[0]610*	0.0176	0.0002	11.9857	0.0009	0.0117	0.0008
NBP[0]634*	0.0129	0.0001	9.5442	0.0007	0.0091	0.0006
NBP[0]691*	0.0032	0.0000	2.8722	0.0002	0.0027	0.0002
NBP[0]748*	0.0019	0.0000	2.0361	0.0002	0.0017	0.0001
Total	100.0776	1.0000	13012.1718	1.0000	14.8161	1.0000

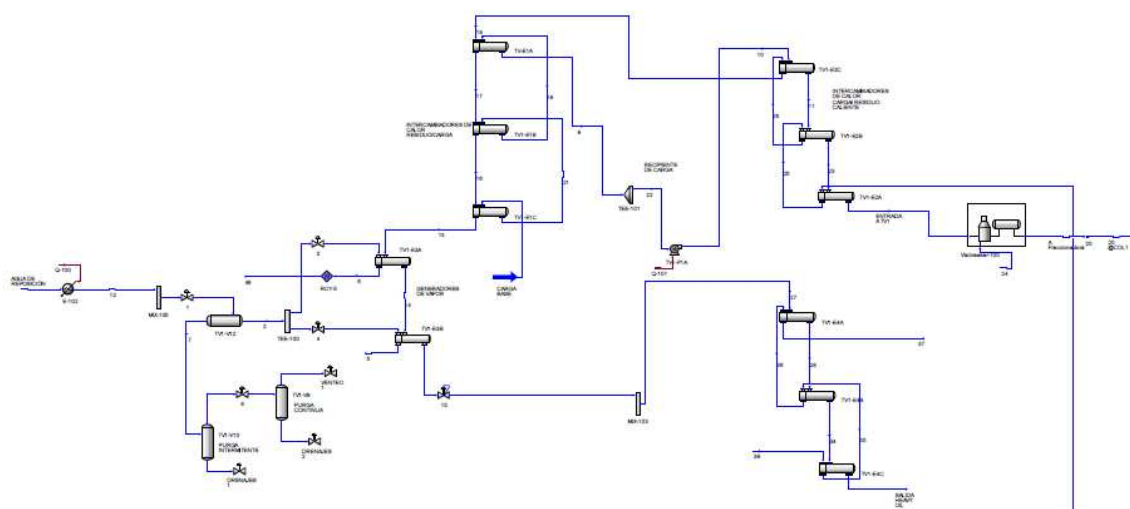
Anexo D. Propiedades de la Corriente de Descarga del Viscorreductor TV1
(Continuación)

Liquid Phase					Phase Fraction 0.7491	
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
Methane	0.0074	0.0000	0.1190	0.0000	0.0004	0.0000
Ethane	0.0062	0.0000	0.1869	0.0000	0.0005	0.0000
Propane	0.0078	0.0000	0.3442	0.0000	0.0007	0.0000
i-Butane	0.0029	0.0000	0.1672	0.0000	0.0003	0.0000
n-Butane	0.0030	0.0000	0.1733	0.0000	0.0003	0.0000
i-Pentane	0.0368	0.0001	2.6547	0.0000	0.0043	0.0000
n-Pentane	0.0298	0.0001	2.1527	0.0000	0.0034	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Octane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Decane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C11	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C12	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C13	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C14	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C15	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-C16	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	8.7847	0.0294	158.2576	0.0017	0.1586	0.0016
NBP[0]338*	177.9687	0.5957	38553.8725	0.4107	44.8650	0.4433
NBP[0]352*	13.3862	0.0448	3775.9015	0.0402	4.2179	0.0417
NBP[0]366*	8.0184	0.0268	2393.6680	0.0255	2.6687	0.0264
NBP[0]379*	5.1368	0.0172	1616.1948	0.0172	1.7936	0.0177
NBP[0]393*	4.3145	0.0144	1424.0190	0.0152	1.5705	0.0155
NBP[0]407*	5.0075	0.0168	1748.1301	0.0186	1.9131	0.0189
NBP[0]420*	7.1010	0.0238	2606.5720	0.0278	2.8347	0.0280
NBP[0]441*	9.8831	0.0331	3916.1246	0.0417	4.2227	0.0417
NBP[0]469*	9.4977	0.0318	4133.5341	0.0440	4.4159	0.0436
NBP[0]498*	7.2991	0.0244	3499.1321	0.0373	3.6905	0.0365
NBP[0]524*	7.2221	0.0242	3781.8187	0.0403	3.9339	0.0389
NBP[0]550*	8.8628	0.0297	5068.8000	0.0540	5.1890	0.0513

COMPOSITION

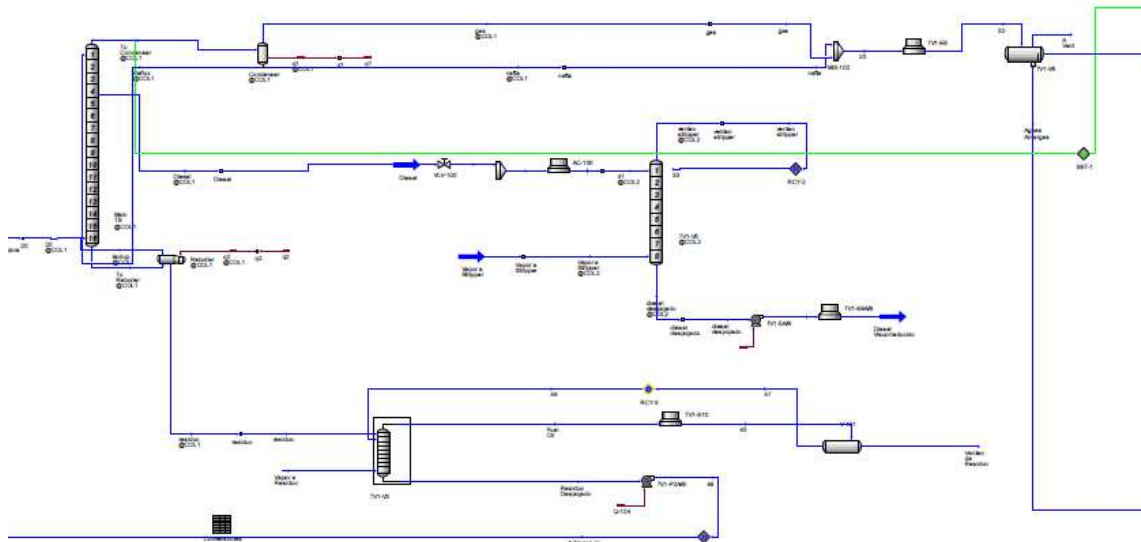
Liquid Phase (continued)					Phase Fraction 0.7491	
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
NBP[0]610*	4.2073	0.0141	2871.5399	0.0306	2.8013	0.0277
NBP[0]634*	4.8502	0.0162	3580.2014	0.0381	3.4182	0.0338
NBP[0]691*	3.8456	0.0129	3415.0219	0.0364	3.1976	0.0316
NBP[0]748*	6.6369	0.0222	7122.4315	0.0759	6.0906	0.0602
Total	298.7503	1.0000	93865.0113	1.0000	101.1963	1.0000

Anexo E Entorno de Simulación



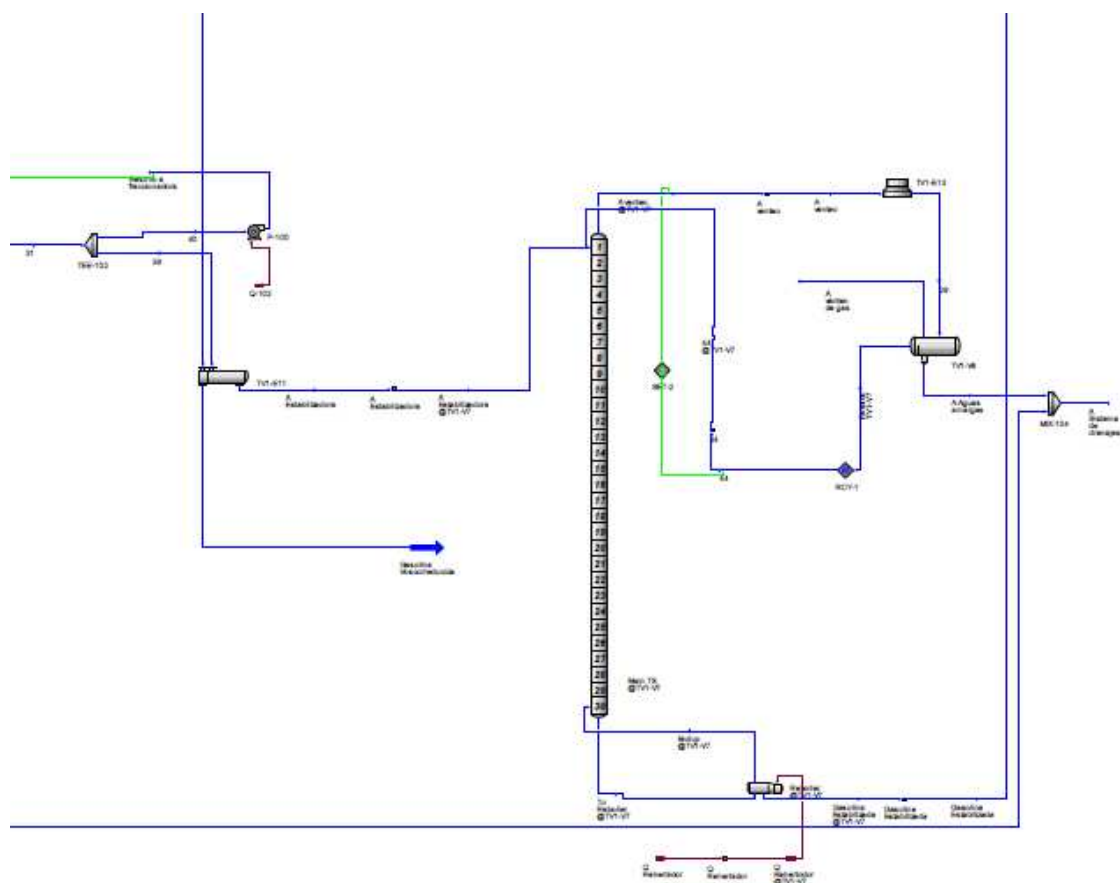
Entorno de simulación 1 de 3

Anexo E Entorno de Simulación



Entorno de simulación 2 de 3

Anexo E Entorno de Simulación



Entorno de simulación 3 de 3